UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

AURÉLIA DE OLIVEIRA ALMEIDA

ESTRATÉGIA OPERACIONAL DE SISTEMA FORMADO POR REATOR NÃO COMPARTIMENTADO COM SETORES COM AERAÇÃO/SEM AERAÇÃO PRECEDIDO POR REATOR ANAERÓBIO

VERSÃO CORRIGIDA

São Carlos – SP, 2014

AURÉLIA DE OLIVEIRA ALMEIDA

ESTRATÉGIA OPERACIONAL DE SISTEMA FORMADO POR REATOR NÃO COMPARTIMENTADO COM SETORES COM AERAÇÃO/SEM AERAÇÃO PRECEDIDO POR REATOR ANAERÓBIO

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título Doutor em Ciências: Engenharia Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Tit. José Roberto Campos

São Carlos – SP

2014

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

A447e

Almeida, Aurélia de Oliveira
ESTRATÉGIA OPERACIONAL DE SISTEMA FORMADO POR REATOR NÃO COMPARTIMENTADO COM SETORES COM AERAÇÃO/SEM AERAÇÃO PRECEDIDO POR REATOR ANAERÓBIO / Aurélia de Oliveira Almeida; orientador José Roberto Campos. São Carlos, 2014.

Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação e Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2014.

1. Monitoramento on-line. 2. Reator não compartimentado. 3. Aeração intermitente. 4. Controle em tempo real. 5. Remoção de matéria orgânica. 6. Esgoto sanitário. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Engenheira **AURÉLIA DE OLIVEIRA ALMEIDA.**

Título da tese: "Estratégia operacional de sistema formado por reator não compartimentado com setores com aeração/sem aeração precedido por reator anaeróbio".

Data da defesa: 10/10/2014

Comissão Julgadora:	**Resultado:**
Prof. Titular **José Roberto Campos (Orientador)** (Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)	APROVADA
Profa. Dra. **Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic** (Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)	Aprovada
Prof. Dr. **Luiz Antonio Daniel** (Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)	APROVADA
Prof. Titular **Pedro Além Sobrinho** (Escola Politécnica/EP-USP)	APROVADA
Prof. Titular **Roque Passos Piveli** (Escola Politécnica/EP-USP)	APROVADA

Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento:
Profa. Associada **Maria Bernadete A. Varesche Silva**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Paulo César Lima Segantine**

Página intencionalmente deixada em branco.

Aos meus pais, Fátima e Antônio, pela dedicação incondicional, com amor e gratidão.

Página intencionalmente deixada em branco.

AGRADECIMENTOS

A Deus, pelo dom da vida e por me iluminar e me conduzir durante a execução dessa Tese.

Aos meus pais, Fátima e Antônio, minha irmã, Luzia, e meu irmão, André, por estarem sempre presentes, apesar de distantes, e me apoiarem incondicionalmente.

Ao meu noivo Paulo Eduardo, pelo companheirismo, amor e apoio.

Ao professor Campos, por ter me incentivado sempre para que eu buscasse o melhor, pela confiança depositada em mim, pela amizade e por todos ensinamentos compartilhados ao longo dos anos de orientação que contribuíram muito para minha formação.

A Prof.ª Márcia Damianovic por sua amizade e seu apoio no decorrer da pesquisa.

Ao Prof. Dr. Luiz Antonio Daniel por sugestões dadas no primeiro exame de qualificação.

A equipe do Laboratório de Saneamento, Júlio Trofino, Paulo Fragiácomo, e as meninas – Sabrina, Aline, Bianca e Natália; e, em especial, a Maria Ap. Viudes (Cidinha), pela amizade, aprendizado e auxílio na realização das análises.

Ao Wagner Lamon, técnico do laboratório de microssensores, por todo seu apoio e assistência na execução dessa pesquisa.

Ao Alcino de Paula, por sua presteza em me ajudar na manutenção do sistema experimental.

A técnica Teresa Hoffmann, por todo o apoio e o auxílio na realizações das análises do FIA.

Aos funcionários do departamento SHS: Sá, Pavi, Cecília, Valderez, Márcia e André (informática) por estarem sempre dispostos e me atenderem quando precisei.

A Fernanda e Flávia, pelas orientações e por terem realizado muito bem a contabilidade do projeto.

A Rose, por toda sua espontaneidade e alegria, além da amizade.

Ao funcionário da T&S Equipamentos Eletrônicos, Fernando, pelo apoio na confecção e desenvolvimento do *software* de controle usado na pesquisa.

Aos amigos Fernanda Ferraz, Rodrigo Córdoba e Raphael Medeiros, com os quais iniciei a trajetória de pesquisadora e pude dividir as angústias e alegrias desse período em São Carlos.

Aos amigos e companheiros de orientador, Beatriz Gonzalez, Bruno Pessotto, Rodrigo Soares e Nayara Borges, que tiveram uma participação especial na execução dessa tese.

Em especial a Beatriz, que foi fundamental para que conseguisse finalizar meus experimentos; e ao Bruno, que me ajudou muito na reta final.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP) por auxiliar financeiramente a execução do projeto (Processo FAPESP 2010/51824-5) e pela bolsa de doutorada concedida (Processo FAPESP 2010/51782-0).

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela bolsa de doutorado concedida.

A Odebrecht Ambiental de Limeira e de Rio Claro pela doação dos lodos usados como inóculos no reatores.

A todos que tiveram uma participação especial e me apoiaram durante todo o período de doutorado.

“É muito melhor lançar-se em busca de conquistas grandiosas, mesmo expondo-se ao fracasso, do que alinhar-se com os pobres de espírito, que nem gozam muito nem sofrem muito, porque vivem numa penumbra cinzenta, onde não conhecem nem vitória, nem derrota.”

Theodore Roosevelt

Página intencionalmente deixada em branco.

RESUMO

ALMEIDA, A. O. **Estratégia operacional de sistema formado por reator não compartimentado com setores com aeração/sem aeração precedido por reator anaeróbio.** 2014. 200p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2014.

A opção por sistemas biológicos prevalece para o tratamento do esgoto sanitário. Nas décadas recentes, sistemas que possuem regiões e/ou zonas anaeróbia, anóxica e aeróbia têm-se mostrado como alternativas atraentes para remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. No entanto, os aspectos operacionais ainda merecem ser objeto de estudo para alcançar desempenho otimizado. Nesse cenário, com intuito de comparar alternativas para a operação das unidades de tratamento de esgoto, o presente trabalho propôs-se a estudar estratégias operacionais associadas ao monitoramento, em tempo real, sem adição de fonte externa de carbono, para um reator aerado não compartimentado com crescimento suspenso e fluxo contínuo precedido de reator anaeróbio. O sistema experimental, em escala de bancada, era constituído de um reator anaeróbio, com volume útil de 43,54L, e reator aerado, com volume útil de 68,07L; sendo que este era formado por sete setores, em série, sem separação física. O estudo foi dividido em duas etapas: I – estudo da variação dos volumes da região aerada e da não aerada; II – estudo da aeração intermitente com ciclo de aeração/agitação pré-fixado e controlado em tempo real por sistema informatizado. Em todas as Etapas do estudo ocorreu elevada remoção de DBO e conversão de NTK para nitrato, contudo não se conseguiu obter desnitrificação em nível desejado. O uso de reatores com setores sequenciais sem divisão física (Etapa I) dificultou a obtenção de regiões distintas predominantemente anóxica e aeróbia, comprometendo a remoção de nitrogênio (principalmente a desnitrificação). A maior eficiência média de remoção de nitrogênio alcançada no reator aerado foi de 35,6% (Etapa II), quando o reator era operado com aeração intermitente sendo o ciclo de aeração/agitação controlado em tempo real. A estratégia de operação com aeração intermitente, estudada na Etapa II, favoreceu a remoção de nitrogênio. A aeração intermitente demonstrou ser uma opção promissora comparada à aeração contínua em setores específicos do reator. O controle automatizado e informatizado em tempo real dos ciclos de aeração/agitação pode ser aplicado no aperfeiçoamento da operação dos sistemas de tratamento de esgoto sanitário.

Palavras-chave: Aeração intermitente, controle em tempo real, esgoto sanitário, monitoramento *on-line*, reator não compartimentado; remoção de matéria orgânica.

Página intencionalmente deixada em branco.

ABSTRACT

ALMEIDA, A. O. **Operational strategies of system consisting of non-compartmentalized aerated reactor with sectors with aeration/without aeration preceded by an anaerobic reactor.** 2014. 200p. Thesis (Doutorate) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2014.

The option of biological systems prevails for the treatment of sewage waste and in recent decades, systems that have anaerobic, anoxic, aerobic regions and / or zones have proven attractive for simultaneous removal of organic matter, nitrogen and phosphorus. However, the operational aspects still deserve to be studied in order to achieve the optimized performance of these systems. In this scenario, in order to compare alternatives for the operation of sewage treatment plants, the present work aimed to study operational strategies associated with monitoring, in real time, without the addition of external carbon source, for a non-compartmentalized aerated reactor with growth suspended and continuous flow preceded by anaerobic reactor. The experimental system in bench scale consisted of an anaerobic reactor, with a volume of 43.54L and an aerated reactor, with a volume of 68.07L; consisting of seven sectors, in series, without physical separation. The study was divided into two stages: I - study of the variation of the volume of the aerated and non-aerated regions; II - study of intermittent aeration with cycle of aeration/agitation controlled by a pre-fixed time interval; and controlled in real time by a computerized system. In all Stages of the study high BOD removal and conversion of TKN to nitrate occurred, but were unable to obtain denitrification at desired level. The use of reactors with sequential sectors without physical division (Stage I) made it difficult to obtain predominantly distinct anoxic and aerobic regions, compromising the removal of nitrogen (mainly the denitrification). The highest average removal efficiency of nitrogen attained in aerated reactor was 35.6% when the reactor was operated with intermittent aeration with aeration cycle controlled in real time. The operation strategy with intermittent aeration, studied in Stage II, favored the removal of nitrogen. The intermittent aeration proved to be a promising option compared to continuous aeration in specific sectors of the reactor. The automated and computerized control in real-time of the aeration / agitation cycles can be applied in improving the operation of sewage waste treatment systems.

Key words: Intermittent aeration, real-time control, sewage waste, on-line monitoring, non-compartmentalized reactor; removal of organic matter.

Página intencionalmente deixada em branco.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Representação do processo ANAMMOX (Fonte: SCHMIDT et al., 2003). 40
Figura 3.2 - Representação do processo CANON (Fonte: SCHMIDT et al., 2003). 40
Figura 3.3 - Etapas da digestão anaeróbia (Adaptado de McCarty e Smith, 1986[3] apud Speece, 1996). 45
Figura 3.4 - Exemplo de controle *fuzzy* para controle da aeração e agitação (HAMAMOTO et al., 1997). 48
Figura 3.5 - Resultados de um ciclo de estudo com perfis de nutrientes/carbono (Zeng et al, 2004). 52
Figura 3.6 - Transformações típicas da qualidade de água durante um ciclo do sistema anaeróbio/aeróbio/anóxico com adição de substrato e perfil de pH (TSUNEDA et al., 2006). 54
Figura 3.7 - Variação do pH, OD e ORP sob condições anaeróbia, aeróbia e anóxica (TANWAR et al., 2008).....57
Figura 3.8 - Comportamento do pH e OD com controle em tempo real da duração das fases anaeróbia, aeróbia e anóxica (KISHIDA et al., 2008). 58
Figura 3.9 - Diagrama de bloco das estruturas de controle da aeração em sistema de tratamento de efluente (Fonte: AMAND et al., 2013). 65
Figura 4.1 - Esquema ilustrativo do delineamento experimental. 70
Figura 4.2 - Sistema de recalque de esgoto bruto para a instalação experimental. 71
Figura 4.3 – Planta da instalação experimental. 73
Figura 4.4 - Vista lateral esquemática da instalação experimental. 74
Figura 4.5 - Fotografia lateral do sistema experimental. 74
Figura 4.6 - Desenho do agitador do reator aerado (sem escala, medidas em cm).....76
Figura 4.7 - Fotografia das pás de um agitador do reator aerado. 76
Figura 4.8 - Fotografia do sistema experimental em operação com a nova linha de recirculação. 77
Figura 4.9 - Fotografia da unidade adicional para retenção de biomassa arrastada. 77
Figura 4.10 - Localização e distribuição dos sensores ao longo do sistema experimental durante a operação. 78
Figura 4.11 - Representação esquemática do sistema de controle automatizado. 79
Figura 4.12 - Tela do software: aquisição de dados dos sensores e comando para determinar tempo de aeração/agitação. 80

Figura 4.13 - Esquema ilustrativo do *software* de controle da aeração/agitação duração a operação do sistema experimental. 82
Figura 5.1 – Resultados de pH para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.....98
Figura 5.2 - Resultados de alcalinidade total para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 100
Figura 5.3 - Resultados da concentração de sólidos suspensos totais para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.....105
Figura 5.4 - Resultados da concentração de SSTTA e SSVTA do reator aerado durante o período de operação do sistema experimental. 107
Figura 5.5 - Resultados de IVL durante o período de operação do reator aerado. 107
Figura 5.6 - Resultados de DBO de amostra bruta para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 112
Figura 5.7 - Resultados de DBO de amostra filtrada para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 112
Figura 5.8 - Resultados de eficiência de remoção de DBO de amostra bruta ao longo do sistema experimental.....115
Figura 5.9 - Resultados de eficiência de remoção de DBO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental.....115
Figura 5.10 - Resultados de DQO de amostra bruta para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 120
Figura 5.11 - Resultados de DQO de amostra filtrada para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 120
Figura 5.12 - Resultados de eficiência de remoção de DQO de amostra bruta ao longo do sistema experimental.....123
Figura 5.13 - Resultados de eficiência de remoção de DQO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental.....123
Figura 5.14 - Resultados da concentração de NTK para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental. 129
Figura 5.15 - Resultados da concentração de N-amoniacal para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.....129
Figura 5.16 - Resultados da concentração de N-orgânico para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.....130

Figura 5.17 - Resultados da conversão de NTK para amostra bruta ao longo do sistema experimental.....133
Figura 5.18 - Resultados da concentração de N-total para amostra filtrada do afluente, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aerado durante o período de operação do sistema experimental.....136
Figura 5.19 - Resultados da eficiência de remoção de N-total para amostra filtrada ao longo do sistema experimental.....138
Figura 5.20 - Resultados da eficiência dos processos de nitrificação e desnitrificação no reator aerado.....139
Figura 5.21 - Resultados da concentração de fosfato total para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.....144
Figura 5.22 - Resultados de eficiência de remoção da concentração de fosfato total ao longo do sistema experimental.....146
Figura 5.23 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 152
Figura 5.24 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....153
Figura 5.25 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 153
Figura 5.26 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 154
Figura 5.27 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....154
Figura 5.28 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....155
Figura 5.29 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 3(três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 156
Figura 5.30 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 3 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....156
Figura 5.31 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 3 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 157
Figura 5.32 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos. 158

Figura 5.33 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....158
Figura 5.34 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....159
Figura 5.35 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....160
Figura 5.36 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....160
Figura 5.37 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....161
Figura 5.38 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....162
Figura 5.39 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....162
Figura 5.40 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....163
Figura 5.41 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 6 para um período de 750 minutos.....164
Figura 5.42 - Perfil da concentração de N-amoniacal, nitrato, Fosfato total e DQO de amostra bruta do efluente do reator aerado durante a Fase 7 para um período de 390 minutos.....165
Figura 5.43 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....166
Figura 5.44 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....166
Figura 5.45 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.....167
Figura 5.46 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e N-nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 7 para um período de 750 minutos.....167
Figura 5.47 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.....168
Figura 5.48 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.....168

Figura 5.49 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 169
Figura 5.50 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato durante a Fase 8 para um período de 516 minutos. 169
Figura 5.51 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 170
Figura 5.52 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 170
Figura 5.53 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 171
Figura 5.54 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 9 para um período de 516 minutos. 171
Figura 5.55 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 172
Figura 5.56 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 173
Figura 5.57 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos. 173
Figura 5.58 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 12 ao longo do sistema experimental para um período de 720 minutos. 174
Figura 5.59 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 12 ao longo do sistema experimental para um período de 720 minutos. 175

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1 – Volume de lodo usado para inoculação. 84
Quadro 4.2 - Condições de operação da instalação experimental. 85
Quadro 4.3 - Variáveis e métodos de análise *off line* (afluente e efluente de ambos os reatores)..... 89
Quadro 5.1 – Limite máximo estabelecido para a concentração de metais para amostras de efluente e de lodo proveniente do tratamento de esgoto sanitário. 149

LISTA DE TABELAS

Tabela 5.1 - Resultado da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) dos lodos anaeróbio e aeróbio usados como inóculos no sistema experimental. ...93
Tabela 5.2 - Resultado da concentração de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) dos lodos anaeróbio e aeróbio usados como inóculos no sistema experimental.....93
Tabela 5.3 - Resultado do Número Mais Provável (NMP) de bactérias desnitrificantes e nitrificantes do lodo aeróbio usado como inóculo do reator aerado. 94
Tabela 5.4 – Valores de pH para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.....97
Tabela 5.5 - Alcalinidade total para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.....99
Tabela 5.6 - Alcalinidade parcial para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado o período experimental.....102
Tabela 5.7 - Concentração de ácidos voláteis para amostras do efluente do reator anaeróbio durante o período experimental.....103
Tabela 5.8 - Concentração de sólidos suspensos totais para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.....104
Tabela 5.9 - Concentração de sólidos suspensos totais no tanque de aeração (SSTTA) e de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) do reator aerado durante o período experimental. 106
Tabela 5.10 - Taxa aplicada de DQO e NTK, relação F/M, DQO/NTK, DBO/NTK e DBO/N-amoniacal para o reator aerado durante o período experimental. 108
Tabela 5.11 – Valores de DBO das amostras brutas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 110
Tabela 5.12 – Valores de DBO das amostras filtradas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 111
Tabela 5.13 - Eficiência de remoção de DBO de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 113
Tabela 5.14 - Eficiência de remoção de DBO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 114

Tabela 5.15 - Taxas de carregamento orgânico volumétrica aplicada ao reator aerado durante o período experimental. 117
Tabela 5.16 – Valores de DQO das amostras brutas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 118
Tabela 5.17 – Valores de DQO das amostras filtradas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 119
Tabela 5.18- Eficiência de remoção de DQO de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 121
Tabela 5.19 - Eficiência de remoção de DQO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 122
Tabela 5.20 - Concentração de NTK de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 126
Tabela 5.21 - Concentração de N-amoniacal de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.....127
Tabela 5.22 - Concentração de N-orgânico de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental**.**.....128
Tabela 5.23 - Eficiência de conversão de NTK de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 131
Tabela 5.24 - Concentração de N-NOx no afluente e de nitrito e de nitrato no efluente do reator aerado de amostra filtrada durante o período experimental. 134
Tabela 5.25 - Concentração N-total de amostra filtrada no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 135
Tabela 5.26 - Eficiência de remoção de N-total ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 137
Tabela 5.27 - Eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação durante o período operação do sistema experimental 139
Tabela 5.28 - Taxa de remoção de nitrato para o reator aerado durante o período experimental.....140
Tabela 5.29 - Concentração de fosfato total para o afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental. 143
Tabela 5.30 - Eficiência de remoção da concentração de fosfato total ao longo do sistema experimental durante o período de operação. 145
Tabela 5.31 - Concentração de metais no afluente, efluente do reator anaeróbio, efluente do reator aerado, lodo do reator anaeróbio e lodo do reator aerado. 148

Tabela A 1 – Concentração de ácidos voláteis ao longo do período experimental. 187
Tabela A 2 - pH e alcalinidade total ao longo do período experimental. 188
Tabela A 3 - Alcalinidade parcial e intermediária ao longo do período experimental. ..189
Tabela A 4 - DBO de amostra bruta ao longo do período experimental. 190
Tabela A 5 - DBO de amostra filtrada ao longo do período experimental. 191
Tabela A 6 - DQO de amostra bruta ao longo do período experimental. 192
Tabela A 7 - DQO de amostra filtrada ao longo do período experimental. 193
Tabela A 8 – Concentração de NTK de am. bruta ao longo do período experimental. ..194
Tabela A 9 – Concentração de N-amoniacal e N-orgânico de amostra bruta ao longo do período experimental. 195
Tabela A 10 – Concentração de NTK de amostra filtrada ao longo do período experimental.....196
Tabela A 11 – Concentração de N-total de amostra filtrada ao longo do período experimental.....197
Tabela A 12 – Concentração de fosfato total ao longo do período experimental. 198
Tabela A 13 – Concentração de sólidos suspensos totais ao longo do período experimental.....199
Tabela A 14 – Concentração SSTTA, SSVTA e IVL ao longo do período experimental. 200

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

ANAMMOX – Anaerobic Ammonium Oxidation

ANOVA – ANalysis Of VAriance

AER – Aeração

AG – Agitação

CANON – Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite

CE – Condutividade elétrica

CLP – Controlador lógico programável

COT – Carbono orgânico total [$mg.L^{-1}$]

DBO – Demanda bioquímica de oxigênio [$mgO_2.L^{-1}$]

DNPAOs – Organismos desnitrificantes acumuladores de fosfato

DQO – Demanda química de oxigênio [$mgO_2.L^{-1}$]

ETE – Estação de tratamento de esgoto

EESC – Escola de Engenharia de São Carlo

F/M – Food/ Microorganisms [kgDBO aplicada.$(kgSSVTA.d)^{-1}$]

IVL – Índice volumétrico de lodo [$mL.g^{-1}$]

LATAR- Laboratório de Tratamento Avançado e Reúso de Águas

$N\text{-}NH_3$ – Nitrogênio na forma de amônia livre [$mg.L^{-1}$]

$N\text{-}NH_4^+$ – Nitrogênio na forma de íon amônio [$mg.L^{-1}$]

$N\text{-}NO_x$ – Nitrogênio na forma oxidada [$mg.L^{-1}$]

$N\text{-}NO_3^-$ – Nitrogênio na forma de nitrato [$mg.L^{-1}$]

N-org – Nitrogênio orgânico [$mg.L^{-1}$]

NTK – Nitrogênio Total de Kjeldahl [$mg.L^{-1}$]

OD – Oxigênio dissolvido [$mgO_2.L^{-1}$]

PAO – Organismos acumuladores de fosfato

PE – População equivalente

pH – Potencial Hidrogeniônico

PHB – polihidroxibutirato

$P\text{-}PO_4^{-3}$ – Fósforo na forma de fosfato [$mg.L^{-1}$]

ORP – Potencial de óxido redução [mV]

SHARON – Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket

Q_R – Vazão de recirculação [$L.h^{-1}$]

RI – Razão de recirculação interna

SST – Sólidos suspensos totais [$mg.L^{-1}$]

SSV – Sólidos suspensos voláteis [$mg.L^{-1}$]

SSTTA – Sólidos suspensos totais no tanque de aeração [$mg.L^{-1}$]

SSVTA – Sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração [$mg.L^{-1}$]

TDH – Tempo de detenção hidráulica [h]

USP – Universidade de São Paulo

dx – Derivada

dt – Número de intervalos

θ_C – Tempo de retenção celular [h]

Xaf – Valor de uma variável afluente

Xef, ana – Valor de uma variável efluente do reator anaeróbio

Xef,aer – Valor de uma variável efluente do reator aerado

NTKef,ana – Concentração de NTK no efluente do reator anaeróbio

NTKef,aer – Concentração de NTK no efluente do reator aerado

NOxef,aer– Concentração de nitrogênio na forma oxidada do efluente do reator aerado

Página intencionalmente deixada em branco.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 31

2. OBJETIVOS 35

3. REVISÃO DE LITERATURA 37

3.1. GENERALIDADES 37

3.2. REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO 37

3.2.1. Considerações iniciais 37

3.2.2. SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite) 39

3.2.3. ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation) 39

3.2.4. CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite) 40

3.2.5. Desnitrificação endógena 41

3.3. REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO 43

3.4. DESCRIÇÃO SUCINTA DO PROCESSO ANAERÓBIO APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO 44

3.5. REMOÇÃO DE NUTRIENTES E MATÉRIA *CARBONÁCEA* EM SISTEMAS QUE COMBINAM AMBIENTES ANAERÓBIO/AERÓBIO/ANÓXICO 46

4. MATERIAL E MÉTODOS 69

4.1. GENERALIDADES 69

4.2. SISTEMA DE RECALQUE DE ESGOTO BRUTO 71

4.3. INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL 72

4.4. SISTEMA DE CONTROLE AUTOMATIZADO 78

4.5. INOCULAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL 82

4.6. DELINEAMENTO DO MONITORAMENTO EXPERIMENTAL 84

4.7. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL 88

4.8. AVALIAÇÃO DOS RESULTADOS 90

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO 93

5.1. CARACTERIZAÇÃO DOS INÓCULOS 93

5.1.1. Série de sólidos e DQO 93

5.1.2. Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes e desnitrificantes 94

5.2. OPERAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL 94

5.3. MONITORAMENTO DA OPERAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL 96

5.3.1. pH, alcalinidade e ácidos voláteis 97

5.3.2. Sólidos suspensos totais 103
5.3.3. Sólidos totais e suspensos no tanque de aeração 105
5.3.4. Taxa de carregamento orgânica e nitrogenada aplicada no reator aerado 108
5.3.5. Matéria orgânica 109
5.3.6. Nitrogênio 125
5.3.6. Fosfato total 143
5.3.7. Metais 147
5.3.8. Análise das estratégias de operação estudadas 149
5.4. AUTOMAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL 152
5.4.1. Monitoramento dos dados on-line 152
5.4.2. Análise do monitoramento on-line 175
6. CONCLUSÕES 179
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 181
APÊNDICE A – RESULTADOS DAS ANÁLISES REALIZADAS PARA AS VARIÁVEIS MONITORADAS AO LONGO DO PERÍODO EXPERIMENTAL 186

1. INTRODUÇÃO

A opção por sistemas biológicos prevalece para o tratamento do esgoto sanitário. Nas décadas recentes, sistemas que possuem regiões e/ou zonas anaeróbia, anóxica e aeróbia têm-se mostrado como alternativas atraentes para remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. No entanto, os aspectos operacionais ainda merecem ser objeto de estudo para alcançar desempenho otimizado.

Muitos dos estudos que têm o propósito de alcançar a remoção simultânea de nitrogênio e matéria orgânica, oferecem condições de operação difíceis de serem aplicadas na prática, e novas concepções de sistemas de tratamento estão sendo propostas com a finalidade de oferecer estratégias mais acessíveis e atender exigências cada vez mais restritivas quanto ao lançamento de efluentes no corpo receptor. Os aspectos operacionais de sistemas biológicos para o tratamento de esgoto sanitário devem ser valorizados, pois não é suficiente ter-se um bom projeto e não explorá-lo ao máximo para se alcançar os melhores resultados possíveis.

Frente às "desvantagens" dos sistemas existentes, tais como a necessidade de adição de fonte externa de carbono, grandes vazões de recirculação de lodo, grande vazões de recirculação em sistema com pré-desnitrificação e aplicação de grande quantidade de ar para conversão do nitrogênio amoniacal, buscam-se novas alternativas para reduzir os impactos negativos inerentes aos processos biológicos que visam remover matéria orgânica e nutrientes.

Existe uma nova oportunidade para reduzir significativamente as demandas de energia no processo de lodos ativados que é a utilização da instrumentação *on-line* para controle em tempo real, tanto do sistema de aeração como do sistema de dosagem de metanol – quando utilizado (THORNTON et al., 2010). O uso de uma rede de controladores foi capaz de selecionar o tempo de mistura e de aeração "ótimos", por meio das medidas *on-line* de pH, ORP (potencial de óxido-redução) e OD (oxigênio dissolvido) (HAMAMOTO et al.,1997).

Por ser estratégia de operação relativamente recente em processos biológicos, estudos continuam a ser realizados para averiguar a aplicação de diferentes sensores no controle em tempo real dos sistemas de tratamento de esgoto sanitário. Peng et al. (2006) com base em pesquisa na qual foram empregados sensores em reator com diferentes regiões de reação, concluíram que a associação da estratégia de operação com o monitoramento *on-line* em tempo real contribuiu para o aperfeiçoamento da operação das

unidades de tratamento de esgoto sanitário. No estudo de Kaelin et al. (2008), a medida da concentração de nitrogênio amoniacal foi usada para testar estratégias de controle de aeração com o objetivo de manter concentrações de compostos de nitrogênio inorgânico dentro dos padrões de lançamento. Os resultados do estudo de Kaelin et al. (2008) mostraram que estratégias de aeração baseadas no controle de N-amoniacal foram eficientes e são ferramentas promissoras para o aprimoramento da operação de estações de tratamento de efluentes.

Kishida et al. (2008) investigaram o uso dos sensores de pH e condutividade para determinar estratégias de controle em tempo real para remoção de nutrientes. Tanwar et al. (2008) correlacionaram o perfil de OD, ORP e pH com a remoção de nitrogênio e fósforo. Yang et al. (2009) utilizaram sensores de OD, pH e ORP para monitorar os processos de remoção de nutrientes em um reator de batelada em escala plena. Ruano et al. (2009) aplicaram sensores de pH e ORP para controlar processos de nitrificação e desnitrificação e relataram que resultados promissores foram obtidos com monitoramento *on-line*. Thornton et al. (2010) fizeram estudo em escala plena com o propósito de avaliar o impacto do controle em tempo real na otimização do processo de lodos ativados.

As conclusões apresentadas pelos estudos citados mostraram que o uso de sensores para otimização do período de aeração/agitação tem como resultados o aumento da eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes e o aperfeiçoamento dos sistemas de tratamento de efluentes, assim como gera economia no consumo de energia elétrica.

Todos os trabalhos citados tomaram como referência sistemas aeróbios de diferentes configurações. Nesta pesquisa foi estudado o sistema aerado precedido de reator anaeróbio, o quê modifica drasticamente a qualidade do afluente (DBO menor do que a do esgoto bruto e relação C/N menor) e dificulta o processo de desnitrificação, principalmente.

Instalações, em escala plena, que empregam reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido por reator de lodos ativados são cada vez mais implementadas no Brasil. Campos et al. (2007) citam que, mais recentemente, outras ETEs projetadas com concepção de reator UASB seguido de sistema de lodos ativados tem apresentado resultados atrativos, ressaltando custo relativo baixo e menor produção de lodo, quando comparadas aos sistemas de lodos ativados convencionais.

Como vem crescendo o número de construções de ETEs com reator anaeróbio seguido por lodos ativados no Brasil, essa pesquisa busca o avanço do conhecimento

sobre o desempenho do tanque aerado. Nesse cenário, com intuito de comparar alternativas para a operação das unidades de tratamento de esgoto, o presente trabalho propôs estudar estratégias operacionais para o reator aerado associadas ao monitoramento, em tempo real, sem adição de fonte externa de carbono no sistema. Foi utilizado no estudo um reator aerado com crescimento suspenso não compartimentado e fluxo contínuo, constituído por sete setores em série (sem divisão física) precedido de reator anaeróbio.

Destaca-se que há muitos trabalhos que avaliaram o controle em tempo real da aeração/agitação por meio do monitoramento *on-line*, no entanto, não foi abordada a inclusão do processo anaeróbio antes do aeróbio como foi feito nessa pesquisa.

Página intencionalmente deixada em branco.

2. OBJETIVO

O objetivo da presente pesquisa foi estudar e propor estratégias de operação, associadas ao monitoramento em tempo real, visando obter remoção simultânea de DBO e nitrogênio. Um reator aerado não compartimentado com crescimento suspenso e com fluxo contínuo, constituído por sete setores em série (sem separação física), instalado após reator anaeróbio, alimentado com esgoto sanitário foi utilizado.

De modo a alcançar o objetivo principal, os seguintes objetivos específicos foram propostos:

- Avaliar, por meio do monitoramento físico-químico, a capacidade do sistema em remover matéria orgânica e nutrientes sem adição de fonte externa de carbono.
- Identificar nos perfis das variáveis monitoradas (pH, OD e ORP), por meio do monitoramento *on-line*, pontos que indicassem qual ambiente (anaeróbio, anóxico, aeróbio) ocorria no sistema.
- Testar diferentes estratégias de operação para o reator aerado.
- Desenvolver *software* escrito em *Labview*® em ambiente *Windows* para controle da aeração/agitação e registro das variáveis monitoradas.

Página intencionalmente deixada em branco.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. Generalidades

Este item apresenta revisão de literatura que enfoca conceitos sobre a remoção biológica dos nutrientes, nitrogênio e fósforo. Para o nitrogênio, é abordada a forma convencional de remoção e outros "caminhos metabólicos" (SHARON, ANAMMOX e CANON), também, é apresentado item sobre a desnitrificação endógena. É uma abordagem sucinta, pois o tema é muito extenso; logo, o enfoque foi direcionado para assuntos mais relacionados com a pesquisa. Na sequência, é apresentada breve descrição sobre a remoção biológica de fósforo e as características do tratamento anaeróbio. Para finalizar, são abordados estudos realizados que visaram a remoção de nutrientes empregando sistemas com regiões anaeróbia / anóxica / aeróbia e que utilizaram o monitoramento *on-line* de parâmetros, tais como pH e OD, para controlar aeração e agitação nos sistemas de tratamento.

3.2. Remoção biológica de nitrogênio

3.2.1. Considerações iniciais

A conversão/remoção biológica de nitrogênio em unidades de tratamento de águas residuárias ocorre por meio da nitrificação e da desnitrificação, ou por vias metabólicas alternativas.

A nitrificação ocorre na presença de oxigênio molecular e compreende duas etapas, primeiramente N amoniacal é oxidado a NO_2^-, e, posteriormente, NO_2^- é oxidado a NO_3^-. Esse processo é realizado por bactérias autotróficas. Metcalf & Eddy (2004) apresentam o processo de nitrificação e suas etapas intermediárias, nitritação e nitratação (Equações simplificadas 3.1, 3.2 e 3.3).

$$2NH_4^+ + 3O_2 \longrightarrow 2NO_2^- + 4H^+ + 2H_2O \text{ (Nitritação)} \qquad \text{Eq. 3.1}$$

$$2NO_2^- + O_2 \longrightarrow 2NO_3^- \qquad \text{(Nitratação)} \qquad \text{Eq. 3.2}$$

$$NH_4^- + 2\,O_2 \longrightarrow NO_3^- + 4H^+ + 2H_2O \qquad \text{Eq. 3.3}$$

As Equações 3.1 e 3.2 expressam as etapas intermediárias da nitrificação e são realizadas por bactérias autotróficas, comumente dos gêneros *Nitrossomonas* e *Nitrobacter*, respectivamente. A Equação 3.3 representa o processo total de oxidação do

N-amociacal. A oxidação completa de N-amoniacal requer demanda de oxigênio de, aproximadamente, 4,57gO_2/g$N_{oxidado}$ e consome cerca de 7,14g de alcalinidade/g$N_{oxidado}$ (METCALF & EDDY, 2004).

A desnitrificação é realizada por grande variedade de bactérias heterotróficas, em que se incluem os gêneros – *Achromobacter, Acinetobacter, Agrobacterium, Alcaligenes, Arthrobacter, Bacillus, Chromobacterium, Plavobacterium, Hypomicrobium, Moraxella, Neisseria, Paracoccus, Propionibacterium, Pseudomonas, Rhizobium, Rhodopseudomas, Spirillum e Vibrio; Halobacterium e Methanonomas*; as espécies *Pseudomonas* são as mais comuns (METCALF & EDDY, 2004). O processo ocorre em ambiente anóxico (oxigênio intramolecular), no qual o NO_3^- é reduzido a NO_2^-, e, posteriormente a N_2; porém podem-se formar compostos intermediários tais como HNO_2, NO e N_2O. Esse processo de redução é representado na Equação simplificada 3.4.

$$NO_3^- \longrightarrow NO_2^- \longrightarrow NO \longrightarrow N_2O \longrightarrow N_2 \qquad \text{Eq. 3.4}$$

A desnitrificação produz alcalinidade; para cada grama de NO_3^- reduzido é gerado 3,57g de alcalinidade (METCALF & EDDY, 2004).

Quando ocorre exigência de doadores de elétrons (carbono exógeno), tal como o metanol, ainda utilizado em algumas ETEs, a desnitrificação em escala plena resulta bastante onerosa (KHIN; ANNACHHATRE, 2004). Para evitar custos operacionais na desnitrificação por causa da adição de fonte de carbono exógena, existem sistemas nos quais é utilizado o carbono presente nas águas residuárias como fonte de doador de elétrons. Conforme Sedlak (1991), as duas fontes de carbono usadas neste sistema de remoção biológica são: i) decaimento endógeno dos micro-organismos, e ii) componentes da água residuária afluente no sistema de tratamento secundário; uma ou ambas dessas fontes de carbono é usada, depende da configuração do processo. Em adição, pode-se incluir o carbono decorrente da recirculação do lodo.

A desnitrificação está associada à condição anóxica, entretanto é mostrado que, sob condições em meio ácido, a desnitrificação pode ocorrer na presença de oxigênio. Além disso, reatores de filme fixo, assim como sistemas de crescimento suspenso, podem consistir consórcios constituídos de “camadas” de biomassa aeróbia e subcamadas anóxicas para que os processos de degradação aeróbia e a desnitrificação possam ocorrer simultaneamente (SEDLAK, 1991).

Segundo Metcalf & Eddy (2004), em sistemas de lodos ativados operados com

baixa concentração de OD, há a coexistência de zonas aeróbia e anaeróbia, dependendo das condições de mistura e da distância do ponto de aeração, de modo que os processos de nitrificação e desnitrificação também podem ocorrer, simultaneamente, no mesmo tanque.

Outros "caminhos metabólicos" apontam outras formas de se alcançar a remoção do N do esgoto sanitário, como os " processos": SHARON, ANAMMOX e CANON.

3.2.2. SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite)

O processo SHARON é operado em temperatura relativamente alta, entre 35 e 40ºC, e pH entre 7 e 8, e é realizado sem retenção de lodo (HELLINGA et al., 1998).

Em temperatura entre 5 e 20ºC, as bactérias oxidadoras de nitrito crescem mais rápido que as oxidadoras de amônia, o que favorece a amônia ser completamente oxidada a nitrato. Entretanto, o contrário é constatado: em temperaturas elevadas, as bactérias oxidadoras de amônia têm taxa de crescimento maior que as bactérias oxidadoras de nitrito (HELLINGA et al., 1998). Por isso, a vantagem em se trabalhar com alta temperatura é que a desnitrificação ocorre por meio da via curta, não havendo a produção de nitrato.

O uso de um sistema sem retenção de lodo tem o tempo de residência celular (θ_c) igual ao tempo de detenção hidráulica (TDH), com isso cuidadosamente seleciona-se o θ_c e as bactérias oxidadoras de nitrito podem ser "retiradas", enquanto as oxidadoras de amônia permanecem no reator (HELLINGA et al., 1998). Pela implementação de um reator de mistura completa com "pequeno" tempo de residência (por exemplo, 1 dia), e altas temperaturas, consegue-se evitar o crescimento das bactérias oxidadoras de nitrito (VERSTRAETE; PHILIPS, 1998). Dessa forma, com a retirada de lodo contínua do reator não há tempo suficiente para as bactérias oxidadoras de nitrito converter o nitrito a nitrato (VILLAVERDE, 2004).

As equações simplificadas 3.5 e 3.6 representam a nitrificação e desnitrificação, segundo Mulder e van Kempen (1997)[1] *apud* Verstraete e Philips (1998), respectivamente.

$$NH_4^+ + 1{,}5O_2 \longrightarrow NO_2^- + H_2O + 2H^+ \qquad \text{Eq. 3.5}$$

$$6NO_2^- + 3CH_3OH + 3CO_2 \longrightarrow 3N_2 + 6HCO_3^- + 3H_2O \qquad \text{Eq. 3.6}$$

3.2.3. ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation)

1.MULDER, J. W.; van KEMPEN, R. N-removal by SHARON. **Water Quality Internacional.** 1997. 2. p. 30-31.

O processo ANAMMOX consiste em converter nitrogênio amoniacal a nitrogênio gasoso sob condições anóxicas, com NO_2^- como receptor de elétron. É um processo em que prevalecem micro-organismos autotróficos e não há necessidade de adição de carbono exógeno para desnitrificação, porém precisa ser precedido por nitrificação, preferivelmente "bloqueada" em nitrito (VERSTRATE; PHILIPS, 1998). As bactérias responsáveis pelo processo são as anaeróbias oxidadoras de amônia. É importante notar, no entanto, que há necessidade de haver a presença de nitrito. A Figura 3.1 mostra a representação simplificada do processo.

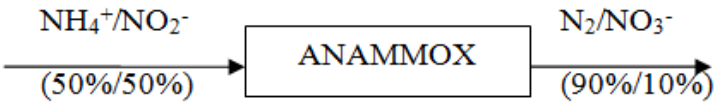

Figura 3.1 - Representação do processo ANAMMOX (Fonte: SCHMIDT et al., 2003).

3.2.4. CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite)

Segundo Dijkman e Strous (1999)[2] *apud* Khin e Annachhatre (2004), o processo CANON remove íon amônio das águas residuárias contendo baixa quantidade de material orgânico; o processo ocorre em um único reator sob condições limitadas de oxigênio; baseia-se na nitrificação parcial e oxidação anóxica do íon amônia. O processo ocorre devido à interação estável entre dois grupos de micro-organismos autotróficos: as bactérias que convertem N-Amoniacal a NO_2^- (como as *Nitrosonomas)* e bactérias anaeróbias oxidadoras de amônia *(Planctomycete*) (THIRD et al., 2001). Essas culturas autotróficas convertem amônia diretamente a gás nitrogênio com nitrito como um intermediário e estes dois tipos de micro-organismos interagem e desempenham as duas reações sequenciais simultaneamente (KHIN; ANNACHHATRE, 2004), em que as nitrificantes oxidam amônia a nitrito, consomem oxigênio e criam condições anóxicas que o processo Anammox necessita (SCHMIDT et al., 2003).

Na Figura 3.2 é representado o processo, de forma simplificada.

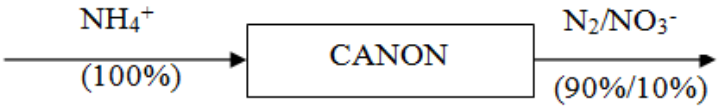

Figura 3.2 - Representação do processo CANON (Fonte: SCHMIDT et al., 2003).

2.DIJKMAN, H.; STROUS, M. Process for ammonia removal from wastewater. **Patent.** 1999. PCT/NL99/00446.

3.2.5. Desnitrificação endógena

De acordo com van Haandel e van der Lubbe (2007) para que o processo de desnitrificação se desenvolva, o sistema de lodos ativados deve atender às condições indispensáveis que podem ser resumidas em: presença de massa bacteriana facultativa; presença de nitrato e ausência de oxigênio dissolvido no tanque de aeração; condições ambientais suscetíveis ao crescimento bacteriano; e presença de um doador de elétron (redutor de nitrato).

Uma das condições que mais afetam o processo de desnitrificação é a presença de doador de elétron que é essencial para a redução de nitrato. O doador de elétron no processo de desnitrificação é matéria orgânica biodegradável. De acordo com a natureza da matéria orgânica, dois tipos de sistemas de desnitrificação podem ser definidos (van HAANDEL e van der LUBBE, 2007):

- Sistemas com fonte de carbono externa: nesses sistemas a matéria orgânica é adicionada ao tanque de aeração após a nitrificação. Metanol está entre os compostos orgânicos mais frequentemente usados para desnitrificação, mas outros materiais (etanol, acetona e ácido acético, etc.) também têm sido usados.
- Sistemas com fonte de carbono interna: nesse caso a matéria orgânica afluente é usada para a redução de nitrato. Alternativamente, a massa bacteriana e seus subprodutos gerados no processo de lodos ativados pode ser usada (respiração endógena).

Her e Huang (1995) utilizaram quatro fontes de carbono externa (metanol, ácido acético, glicose e ácido benzóico) em reatores operados em bateladas sequenciais e variaram a proporção de nitrato e nitrito para avaliar a eficiência de desnitrificação. A partir dos resultados obtidos, eles concluíram que a eficiência da desnitrificação exógena maior que 90% era significativamente influenciada pela estrutura química e pelo peso molecular das fontes de carbono usadas. Em paralelo ao estudo, foi avaliada a desnitrificação endógena, em que a eficiência obtida foi de 9,2 a 17,8% sob taxa de carregamento de desnitrificantes de 0,07 a 0,10gN(gSSVdia)$^{-1}$ (N-NO_x^- = 50mg.L^{-1}, SSVTA = 1000 a 1500mg.L^{-1}, tempo de reação = 12h), sendo que, quando a proporção de [N-NO_2^-]/[N-NO_x^-] foi maior (igual a 80%), maior eficiência de desnitrificação endógena foi alcançada.

Ra et al. (2000) estudaram a viabilidade de usar fonte de carbono disponível no próprio sistema para remoção biológica de nitrogênio e fósforo. Um sistema de tratamento em escala de laboratório consistindo de dois reatores foi operado, com várias sequências, para remoção de C, N e P de efluente de suinocultura. O volume útil médio dos reatores anaeróbio/aeróbio e anóxico, durante o estudo, foi de 8,6 e de 4,1L, respectivamente. Foram estudadas duas estratégias de operação. Na primeira estratégia operacional, o lodo de cada reator foi completamente separado, enquanto uma porção do lodo do primeiro reator (anaeróbio/aeróbio) foi adicionada no segundo reator (anóxico) em cada ciclo da segunda estratégia operacional. Em nenhuma das estratégias de operação foi usada fonte de carbono suplementar para alcançar maior remoção de fósforo e desnitrificação. Os dados experimentais mostraram que a estratégia de adição de lodo tem vantagem prática sobre a estratégia de separação de lodo. Na segunda estratégia, a desnitrificação foi maior e resultou em concentrações estáveis e baixas de $N\text{-}NO_x^-$. A melhora do processo de desnitrificação, quando houve adição de lodo, pode ser atribuída a: maior parcela de respiração endógena; maior taxa de desnitrificação usando carbono armazenado ou fonte de energia dentro das células; carbono orgânico residual disponível que sobrou do reator anaeróbio/aerado e extração de fonte de carbono orgânico pela hidrólise de materiais macro e micro-orgânicos no lodo transferido.

Vocks et al. (2005) investigaram o processo de pós-desnitrificação sem adição de fonte externa de carbono, combinada com remoção biológica de fósforo em biorreator de membrana. Dois sistemas experimentais, com configurações diferentes, foram operados em dois locais diferentes, e uma variedade de testes em batelada foi realizada. Foi mostrado que, mesmo sem adição de fonte externa de carbono, poderiam ser obtidas taxas de desnitrificação muito acima das taxas endógenas em sistemas de pós-desnitrificação. Além disso, a existência de reator anaeróbio localizado antes do processo teve impacto positivo sobre a taxa de desnitrificação. Devido a esses resultados surpreendentes, procurou-se identificar a fonte de carbono utilizada pelos micro-organismos no processo. Testes em batelada demonstraram que a lise de produtos não desempenhou papel importante como fonte de carbono para pós-desnitrificação. Para explicar as observações, a seguinte hipótese foi proposta: o glicogênio, armazenado internamente pelas bactérias acumuladoras de substrato, poderia funcionar como fonte de carbono para a desnitrificação em sistema de pós desnitrificação, se condições anaeróbias forem seguidas por condições aeróbias. O primeiro teste em batelada, onde a evolução do glicogênio foi monitorada, confirmou esta hipótese. Portanto, foi mostrado que o glicogênio armazenado

nas células durante a fase aeróbia em sistema com remoção biológica de fósforo, foi degradado sob condição anóxica, quando o consumo de fósforo foi quase completo.

O objetivo do estudo de Bernat e Wojnowska-Baryla (2007) foi o de demonstrar a possibilidade de ocorrer desnitrificação por sistema de lodos ativados em condições aeróbias. Lodo ativado foi cultivado em reator com esgoto municipal enriquecido por acetato. Polihidroxibutirato (PHB) foi acumulado no lodo ativado em uma razão de 0,35gPHB/gSSV. Micro-organismos têm a capacidade de preservar a redução de energia a partir de polihidroxibutirato (PHB) armazenado em células microbianas. Lodo ativado, cultivado em tais condições, foi usado nos experimentos. A duração de cada série foi de 24 h. Dois tipos de efluente sintético foram utilizados nos estudos apresentados: efluente sem compostos orgânicos e efluente com acetato como a principal fonte de carbono. Nitrogênio amoniacal foi a única fonte nitrogenada. Foi demonstrado que, sob condições aeróbias e autotróficas, a quantidade de nitrogênio reduzido no sistema de lodos ativados foi de 4,54 $mgN.L^{-1}$, usando PHB intracelular armazenado em células microbianas, como única fonte de carbono para a desnitrificação. Em efluente com acetato, a quantidade de nitrogênio reduzido devido à desnitrificação aeróbia aumentou para 22,5 $mgN_{red}.L^{-1}$. Os resultados indicam que o PHB, armazenado em lodo ativado, pode servir como doador de elétrons para a desnitrificação aeróbia. Os pesquisadores citados recomendaram que estudos posteriores foquem no uso de ferramentas de biologia molecular para comprovar que tipo de bactéria e de enzima estão envolvidas no processo de nitrificação e desnitrificação simultânea, e na explicação do fenômeno de desnitrificação aeróbia com fonte de carbono interna, especialmente em efluentes com baixa razão DQO/N.

3.3. Remoção biológica de fósforo

A descrição do processo de remoção de fósforo, aqui apresentada, é baseada em Metcalf &Eddy (2004):

- Processos que ocorrem na zona anaeróbia:
  - O acetato é produzido pela fermentação da demanda química de oxigênio biodegradável solúvel;
  - Utilizando energia disponível do armazenamento de polifosfato, os organismos acumuladores de fósforo (PAO's) assimilam acetato e produzem produtos intracelulares armazenados na forma de polihidroxibutirato (PHB). Glicogênio contido na célula é usado também.

Simultâneo ao consumo de acetato ocorre a liberação de ortofosfato, assim como de cátions de magnésio, potássio e cálcio;

- O conteúdo de polihidroxibutirato nos organismos acumulares de fosfato aumenta, enquanto o polifosfato diminui.

- Processos que ocorrem na zona aeróbia/anóxica:
  - O polihidroxibutirato armazenado é metabolizado, provendo energia para oxidação e carbono para o crescimento de novas células, e glicogênio é produzido do metabolismo do polihidroxibutirato;
  - A energia liberada na oxidação do polihidroxibutirato é usada para formar as ligações de polifosfato no armazenamento celular para que o ortofosfato solúvel seja removido da solução e incorporado aos polifosfatos, dentro da célula bacteriana. O crescimento celular também ocorre devido à utilização do polihidroxibutirato e à nova biomassa com altas quantidades de polifosfato armazenado para remoção de fósforo;
  - Quando uma porção da biomassa é "removida", o fósforo armazenado é removido do reator para disposição final com o lodo residual.

As recentes evoluções sobre o conhecimento do processo de remoção biológica de fósforo são baseadas na capacidade de alguns micro-organismos desnitrificantes em armazenar ortofosfato intracelular como polifosfato na presença de nitrato. Estes micro-organismos armazenam anaerobicamente substrato (PHB) que é oxidado quando nitrato está presente. Pela extração do lodo em excesso da etapa anóxica, o fosfato é removido do sistema. A remoção de fosfato, usando nitrato em vez de oxigênio, tem a vantagem de reduzir a demanda global de energia (consumo de oxigênio) e consumir menos carbono orgânico (VILLAVERDE, 2004).

3.4. Descrição sucinta do processo anaeróbio aplicado ao tratamento de esgoto sanitário

Nos 30 anos recentes, tem crescido o emprego de reatores anaeróbios no tratamento de esgoto sanitário, com destaque para o UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) que é uma das tecnologias anaeróbias mais empregadas. Esses reatores apresentam vantagens como: menor produção de lodo que os reatores aeróbios, não consomem energia e produzem gás metano.

O processo anaeróbio ocorre na ausência de oxigênio. O consórcio ativo

microbiano do tratamento anaeróbio, segundo Speece (1996), executa complexo processo envolvendo muitas classes de bactérias e várias etapas intermediárias. Se o substrato consistir de compostos orgânicos complexos, eles devem primeiramente ser hidrolisados a compostos orgânicos simples, depois que são fermentados a ácidos voláteis pelas bactérias acidogênicas. Os ácidos voláteis, com mais de dois carbonos são, então, convertidos a acetato e gás hidrogênio (H_2) pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio. Finalmente o acetato e gás H_2 são convertidos a metano (CH_4) pelas árqueas metanogênicas. Durante uma das etapas é formado o acetato (e propionato) que pode ser utilizado pelos organismos acumuladores de fosfato.

Na Figura 3.3 é esquematizada a sequência dos processos que ocorrem na digestão anaeróbia, os números são referentes às porcentagens, expressas em DQO.

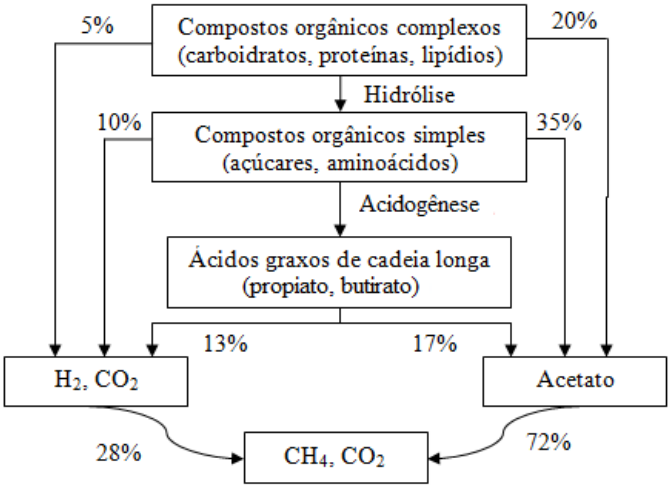

Figura 3.3 - Etapas da digestão anaeróbia (Adaptado de McCarty e Smith, 1986[3] apud Speece, 1996).

Campos et al. (2007) relataram que uma parcela expressiva de N-orgânico é convertida a N-amoniacal no reator anaeróbio; a parcela de N-amoniacal no efluente do reator UASB foi em torno de 95% do NTK. Portanto, os reatores UASB são excelentes para amonificação, e, podem favorecer a nitrificação em reator aeróbio subsequente.

Outro fato a destacar sobre os reatores anaeróbios é a produção de acetato, que ocorre durante a degradação do material orgânico, e é importante para o processo de remoção de fósforo. Zeng et al. (2004) observaram, durante o estágio anaeróbio de reator operado em bateladas sequenciais, que o acetato foi completamente consumido, assim

3. McCARTY, P. L.; SMITH, D. P. (1986). Anaerobic wastewater treatment. **Environ. Sci. Tech.**, v. 20, p. 1200-1206.

como ocorreu o consumo de glicogênio, produção de polihidroxibutirato e liberação de fósforo.

Os reatores anaeróbios em geral removem em torno de 70% da matéria *carbonácea* (para esgoto sanitário), porém não são eficazes na remoção de nutrientes e patogênicos. Em virtude disso, faz-se necessário implantar o "pós-tratamento". Nos anos mais recentes, uma tendência crescente, no Brasil, é a de se utilizar reatores anaeróbios seguidos por reatores aeróbios; com isso, há diminuição com gastos com energia elétrica e menor produção de lodo quando comparado a sistema de tratamento por lodos ativados convencional.

3.5. Remoção de nutrientes e matéria *carbonácea* em sistemas que combinam ambientes anaeróbio/aeróbio/anóxico

Neste item são apresentados resultados de alguns estudos desenvolvidos com reatores de fluxo contínuo ou operados em bateladas sequenciais e as estratégias operacionais aplicadas para alcançar a remoção de nutrientes e de matéria *carbonácea* de efluentes orgânicos. Também são apresentados estudos que mostram a utilização de sensores no monitoramento *on-line* e o uso da automação para "otimização" dos processos biológicos.

Inicialmente são apresentados estudos nos quais aeração intermitente foi utilizada com obtenção de eficiências satisfatórias de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, e de economia no consumo de energia elétrica.

Hamamoto; Tabata e Okubo (1997) estudaram o processo de ciclo intermitente com o objetivo de remover, simultaneamente, nitrogênio e fósforo, em único reator operado sob condições anaeróbia e aeróbia, por meio da aeração intermitente. O trabalho foi dividido em três etapas. Na 1ª Etapa foi utilizada água residuária sintética como substrato e nas 2ª e 3ª Etapas foi utilizado esgoto sanitário. O reator utilizado nas etapas era de bateladas sequenciais, com tempo de mistura e agitação de 6h (ambiente anaeróbio e aeróbio se alternavam), tempo de sedimentação de 1h e o tempo de esvaziamento de 2h; o preenchimento se deu ao longo do período em que se alternavam condições anaeróbia e aeróbia. Na 1ª Etapa, o estudo foi feito em reator de bancada (volume de 20L), na qual foi verificada a melhor distribuição entre o tempo de agitação e de aeração para cada ciclo de bateladas sequenciais que resultou em melhores remoções de N e P. Na 1ª Etapa foi utilizada água residuária sintética com DBO de $169 mgO_2.L^{-1}$, N-total de $35,8 mg.L^{-1}$ e P-total de $4,5 mg.L^{-1}$. De posse da melhor distribuição, prosseguiram os estudos numa unidade piloto (volume de $18 m^3$) na 2ª Etapa, sendo as características do afluente (esgoto sanitário) eram:

DBO entre 170 e 290mgO_2.L^{-1}, N-total entre 30 e 42mg.L^{-1} e P-total entre 4 e 5mg.L^{-1}. Posteriormente, na 3ª Etapa, além de utilizarem outras distribuições entre o tempo de agitação e de aeração em uma instalação em escala plena (volume de 650m^3), também aplicaram um sistema de controle lógico *fuzzy* no qual as medidas obtidas pelos sensores de OD, pH, ORP e nível de água do reator eram transmitidas para um controlador que automaticamente ajustava os períodos de agitação e aeração. A partir das informações transmitidas continuamente pelos sensores, a cada minuto, o controlador completava o cálculo *fuzzy*, e os tempos de mistura e agitação eram ajustados apropriadamente. Na 3ª Etapa, as características médias do afluente (esgoto sanitário) foram DBO de 200mgO_2.L^{-1}, N-total de 43 mg.L^{-1}, P-total de 7 mg.L^{-1}

Para 1ª Etapa, as melhores remoções foram obtidas quando foi empregado período de 6h, composto por 3 ciclos de 45min de agitação sem aeração e 15min de aeração; quando foi aumentado o valor do tempo de aeração as remoções de N e P foram prejudicadas. Na 2ª Etapa as remoções de N e P foram de 86% e 82%, respectivamente, para ciclo com 45min de agitação sem aeração e 15 min de aeração. Na 3ª Etapa, os valores de remoção de N e P, quando se utilizou o controle automático, foram de 96% e 93%, respectivamente; contra os 74% e 90% de remoção de N e 71% e 83% de remoção de P para quando o tempo de agitação sem aeração e aeração foi fixado em 30min de agitação sem aeração e 30min de aeração, e 40min de agitação sem aeração e 20min de aeração, respectivamente. A Figura 3.4 mostra os detalhes de ciclo no qual foi utilizado o controlador *fuzzy*, que baseou-se nas leituras dos sensores de OD, pH e ORP, e, também nível de água, para ajustar automaticamente os tempos de mistura e de agitação.

Villaverde et al. (2001) utilizaram um reator de lodo ativado de fluxo contínuo, com 3,5L de volume e decantador secundário de 2,0L, operado com ciclo de aeração intermitente (não houve agitação), e avaliaram a remoção de nitrogênio. O reator foi alimentado com efluente de reator UASB, que tinha como afluente uma água residuária industrial, originária do setor agro-industrial. As características médias principais da água residuária industrial, após o tratamento anaeróbio, foram: $pH_{médio}$ = 8, $DQO_{média}$ = 750mgO_2.L^{-1}, $DBO_{5média}$ = 430mgO_2.L^{-1}, $NTK_{médio}$ = 630mgN.L^{-1}, N-amoniacal = 560mgN.L^{-1} e alcalinidade média de 4000mg$CaCO_3$.L^{-1}. Esses pesquisadores trabalharam com TDH na faixa entre 7 e 72 horas, e tempo de retenção celular (θ_c) entre 13 e 20 dias. Os ciclos de aeração *on/off* testados foram de 15min/15min e 30min/30min, controlados por meio do uso de um *timer* OMRON H3CR-F. A concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração foi mantida tão alta quanto possível alcançando valores de até 9,08gSSV.L^{-1} durante o período experimental.

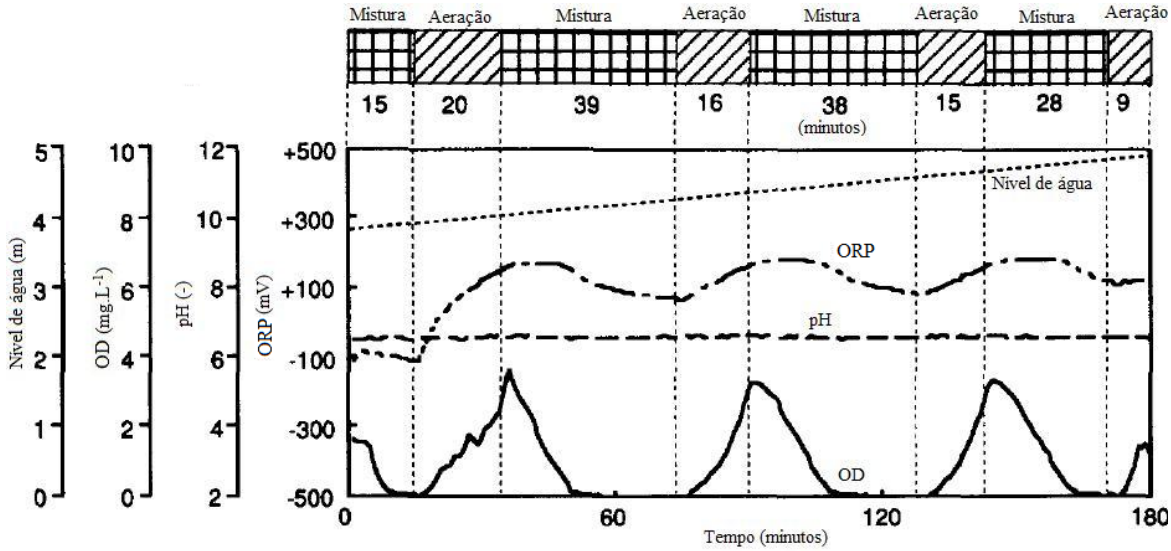

Figura 3.4 - Exemplo de controle *fuzzy* para controle da aeração e agitação (HAMAMOTO et al., 1997).

Os autores citados obtiveram remoções $DQO_{solúvel}$ entre 62 e 92% e de N_{total} entre 6 e 66%. A remoção de 66% ocorreu para TDH de 53h e θ_c de 20 dias e foi relatado que o equilíbrio estabelecido entre as bactérias nitrificantes e desnitrificantes dentro do reator é muito sensível a mudanças do substrato e de parâmetros operacionais. Foi relatada coexistência de diferentes micro-organismos dentro de um mesmo reator com a implementação de ciclos de aeração e simultânea nitrificação e desnitrificação.

Marchetto (2001) também utilizou estratégia de aeração intermitente com a finalidade de obter nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo. A pesquisadora avaliou o desempenho de um sistema para pós-tratamento de reatores anaeróbios (alimentados com esgoto sanitário), empregando reator com aeração intermitente. O trabalho foi dividido em duas etapas. Na Etapa 1, utilizou-se instalação em escala de laboratório, composta de sistema de aeração com quatro reatores em paralelo, com capacidade de 11,5L; operando em regime hidráulico contínuo, com aeração intermitente, em temperatura controlada de 30±2ºC. Na Etapa 2, foi empregada instalação piloto para tratamento aeróbio (100L), seguida de flotador, em temperatura ambiente (25±6ºC). O reator com aeração intermitente foi alimentado com efluente de um reator anaeróbio de leito expandido, empregado para tratamento de esgoto sanitário.

Com os reatores sob aeração intermitente ($TDH_{médio}$=8h), para ciclo de 2h aeração ligada/2h desligada (Etapa 1), foi obtida conversão média de NTK e N-amoniacal de 65% e 90%, respectivamente; alcançando remoção média de DQO de 85% e de fosfato de 10%. Quando o ciclo de aeração foi de 2h aeração ligada/1h desligada, as conversões médias de

NTK e N-amoniacal foram de 73% e 80%, respectivamente; e as remoções médias foram de 50% para DQO e de 10% para fosfato.

De acordo com Marchetto (2001), na Etapa 2, o reator com aeração intermitente, com TDH médio de 6h e ciclo de 2h aeração ligada/2h desligada, alcançou-se remoção média de 85% de fosfato, 80% de DQO e conversão de 77% de NTK. Quando foi fixado TDH médio de 8h e ciclo de 2h aeração ligada/4h desligada, as remoções médias foram de 86% para o fosfato, de 79% para a DQO e conversão de 73% para o NTK

Segundo Martín et al. (2007), pelo menos dois parâmetros operacionais devem ser ajustados na aeração intermitente com a finalidade de conseguir a coexistência de bactérias heterótrofas, nitrificantes, desnitrificantes e organismos acumuladores de fosfato dentro da biomassa suspensa e/ou aderida: TDH e a frequência de aeração, que é baseada no ciclo de aeração ligada/desligada.

Balku (2007) comparou, em termos de remoção de nitrogênio, os resultados de um sistema de lodo ativado convencional e um sistema com ciclos alternados. A principal diferença entre eles era que o sistema com ciclos alternados incluia operação em condição anóxica, o que satisfaz a desnitrificação. Os resultados mostraram que a remoção de DQO e de sólidos suspensos resultaram no mesmo nível, em ambos os sistemas, porém a remoção de nitrogênio total no valor requerido foi possível somente no sistema com ciclos alternados. A eficiência de remoção de nitrogênio no sistema convencional foi de 24,37%, enquanto no sistema com ciclos alternados foi de 71,10%; ambos os sistemas foram operados com nível de OD igual a $2g.m^{-3}$. Segundo o autor citado, o sistema convencional de lodos ativados pode ser convertido em um sistema com ciclos alternados; nenhum investimento adicional é necessário para realizar essa mudança e nenhum custo operacional adicional é requerido. No entanto, é necessário atenção em sistemas com ciclos alternados quanto à duração adequada para sequências de aeração e não aeração.

Eusebi et al. (2008) fizeram adaptação em uma pequena estação de tratamento de esgoto, localizada em área descentralizada da Itália, com capacidade para tratar esgoto de 3300 pessoas. Na adaptação, a aeração contínua foi trocada por operação de ciclo alternado com o propósito de remover carbono e nitrogênio. Esse “novo” sistema foi controlado automaticamente, a aeração intermitente do reator de lodo ativado era conduzida com base nos sinais *on-line* de oxigênio dissolvido e de potencial de óxido-redução, que eram processados em tempo real por um dispositivo de controle patenteado. O tempo de aeração e o sem aeração foram definidos pelo monitoramento *on-line*. A avaliação da nova proposição foi avaliada por um ano, e o tempo de retenção celular foi variado entre 34 e 22 dias. Os dados

experimentais mostraram que o efluente apresentou excelente qualidade decorrente de altas eficiências de remoção de macropoluentes (remoção máxima média de DQO foi de 94,4% e de nitrogênio total foi de 80,6%). A flexibilidade do processo de ciclos alternados permitiu a superação das flutuações de carga do afluente. O sistema com controle automatizado produziu efluente com alto padrão e com custos sustentáveis de manutenção e operação. Ao comparar os custos do processo de ciclos alternados com os da aeração contínua foi provado que o primeiro processo gera melhoria na estação de tratamento.

Battistoni et al. (2008) e Nardelli et al. (2008) relataram a aplicação de estratégia operacional de ciclos alternados baseada no controle automatizado do processo e na supervisão *on-line* remota, para o tratamento de esgoto sanitário de pequenas estações de tratamento de esgoto na Itália. Nesses estudos, como no de Eusebi et al. (2008), o sistema de aeração contínua foi trocado pelo sistema de aeração intermitente. O período de aeração e sem aeração foi controlado por meio dos sinais *on-line* de OD e ORP.

Os resultados em ambos os estudos mostraram economia de energia elétrica e melhoria da qualidade do efluente. Battistoni et al. (2008) verificaram que o consumo de energia foi reduzido de aproximadamente 35% na estação monitorada, pois foi possível alcançar melhor aproveitamento do oxigênio associado a nitratos para biodegradação anóxica da matéria orgânica. De fato, a necessidade de energia passou de 1000 para 650 kWh/dia. De acordo com Nardelli et al. (2008), os resultados experimentais mostraram que o procedimento com ciclos alternados foi capaz de alcançar remoção de nitrogênio total maior que 90% e de lidar com variações intensas nas cargas de nitrogênio afluente, produzindo efluente com boa qualidade (nitrogênio total na saída menor que $10 mg.L^{-1}$).

Outro trabalho, em que se utilizou operação com ciclos alternados foi o de Kantartzi et al. (2010). Os pesquisadores estudaram um sistema em escala de laboratório constituído por um tanque de sedimentação primário, um tanque com agitação contínua (volume de 4,5L) e um clarificador. O sistema foi operado sob aeração intermitente em condições aeróbia/anóxica e a alimentação com esgoto sanitário se deu uma vez em cada ciclo, ocorrendo no início de cada período anóxico (dois minutos após aeração ter parado). O estudo objetivou identificar o intervalo “ótimo” aeróbio/anóxico. O tempo de retenção celular médio foi mantido em 10 dias e a eficiência do reator foi avaliada para de 12h e 10h. Mantido TDH igual a 12 horas, as fases aeróbia/anóxica foram variadas entre 20min/40mim, 15min/45min, 15min/60min, 30min/30min e 20min/50min, respectivamente. Para TDH de 10h, as fases aeróbia/anóxica foram variadas entre 15min/60mim e 30min/30min. A concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração variou entre 1650 e $2460 mg.L^{-1}$.

Do estudo, Kantartzi et al. (2010) alcançaram remoções de DQO e DBO médias iguais a 88,3% e 96,0%; respectivamente, para fase experimental com 30min/30min e TDH igual a 12h. A eficiência de remoção de NTK alcançou média de 87,3% na fase experimental com a relação 20min/50min e TDH médio de 12h, e 85,0% na fase 30min/30min e TDH igual a 12h. A eficiência de remoção média de N-amoniacal foi aproximadamente 94,6% na fase 30min/30min e TDH igual a 12h, e 92,8% para 20min/50min e TDH igual a 12h, e apresentou desempenho estável para a maioria das fases experimentais. Durante todas as fases experimentais, a concentração de $N\text{-}NO_x^-$ no efluente teve gradiente de remoção crescente e variou entre 13,2 e 2,7mg.L^{-1}. Os autores concluíram que a alimentação de esgoto sanitário limitada a uma vez em cada ciclo, seguida de aeração intermitente, possibilitou ao sistema elevada taxa de desnitrificação e alta relação F/M [entre 0,2 e 0,3gDBO.(gMLVSS.d)$^{-1}$]. O valor da relação F/M está dentro do valor esperado para lodos ativados convencional de acordo com Metcalf & Eddy (2004).

Outra forma de alcançar remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo baseia-se na criação de ambientes de reação distintos no espaço em um único reator, como relatado nos trabalhos de Zeng et al. (2004) e Tsuneda et al. (2006).

Zeng et al. (2004) investigaram a remoção simultânea de N e P , alternando condições anaeróbia com aeróbia com baixo teor de OD, em reator operado com bateladas sequenciais em escala de bancada (volume de 4L), utilizando água residuária sintética (valores médios das concentrações: DQO = 400mg.L^{-1}, $N\text{-}NH_4^+$ = 40mg.L^{-1} e $P\text{-}PO_4^{-3}$ =15mg.L^{-1}). Cada ciclo consistiu de período anaeróbio de 1h, antes de período aeróbio de 3h, seguido por 43min de sedimentação e 5min de retirada, com tempo de retenção celular de 15 dias. Durante o estágio aeróbio o ar foi provido intermitentemente usando sistema de controle *on/off* para manter nível de OD entre 0,45 e 0,55mg.L^{-1}. A mistura era efetivada por agitador magnético, exceto para os períodos de sedimentação e descarte. O sistema mostrou-se capaz de remover N e P, sendo que, sob condição anaeróbia, a DQO foi consumida e convertida a polihidroxialcanoato, acompanhada com a liberação de fósforo. No estágio subseqüente (aeróbio), o polihidroxialcanoato foi oxidado e o fósforo consumido, com residual menor que 0,5mg.L^{-1} no fim do ciclo. N-amoniacal também foi oxidado durante o período aeróbio, mas não houve acúmulo de nitrito e nitrato no sistema, indicando a ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultâneas. A Figura 3.5 mostra o comportamento das variáveis citadas ao longo do período anaeróbio e aeróbio de um ciclo e por meio dessa é mostrado claramente que nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo simultânea é possível em sistema com condições anaeróbias e aeróbias (com OD baixo).

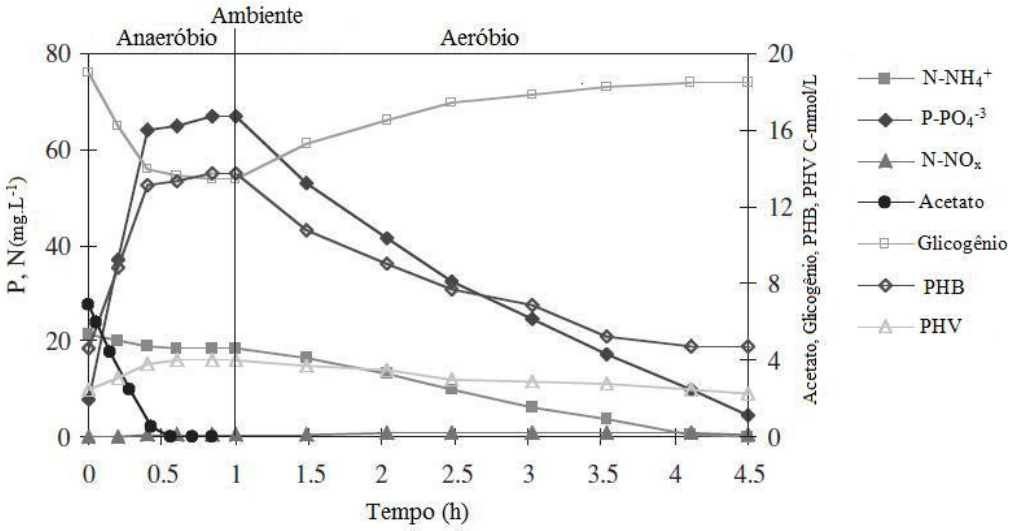

Figura 3.5 - Resultados de um ciclo de estudo com perfis de nutrientes/carbono (Zeng et al, 2004).

A partir do balanço de nitrogênio, Zeng et al. (2004) contataram que o N-amoniacal não foi apenas consumido pela nitrificação/desnitrificação, mas também para o crescimento bacteriano. No estudo, constatou-se que N_2O foi o produto mais expressivo da desnitrificação em vez de N_2 – os autores sugeriram que é necessário investigar o porquê desse resultado. Também avaliaram por qual forma ocorria a remoção de nitrogênio e os resultados mostraram que nitrito ao invés de nitrato foi o principal produto da nitrificação, sugerindo que a forma de remoção foi via nitrito. Quanto à remoção de fósforo, foi constatado que os organismos acumuladores de fosfato e organismos acumuladores de glicogênio coexistiram nesse processo. Portanto, os organismos acumuladores de glicogênio desnitrificantes parecem ser os principais responsáveis pela desnitrificação enquanto o consumo de fósforo foi provavelmente realizado pelos organismos acumuladores de fósforo utilizando oxigênio como aceptor para oxidação do polihidroxialcanoatos.

Um sistema anaeróbio/aeróbio/anóxico foi usado por Tsuneda et al. (2006) em um reator operado em bateladas sequenciais, a fim de obter remoção simultânea de N e P da água residuária. O tempo de detenção hidráulica foi de 16h e o tempo de retenção celular foi variado entre 15 e 25 dias. O reator foi alimentado com água residuária sintética composta por DQO igual 300mgO_2.L^{-1} e concentrações médias de N-amoniacal igual a 30mg.L^{-1} e P-PO_4^{-3} igual a 11mg.L^{-1}, e operado com ciclo de 8h, dividido em: 15min de preenchimento, 90min fase anaeróbia, 90min fase aeróbia, 195min fase anóxica, 65min sedimentação e 25min retirada. O processo anaeróbio/aeróbio/anóxico foi operado “estavelmente” por mais de um ano quando certa quantidade de substrato de carbono, igual a 40mgCarbono.L^{-1}, passou a ser adicionada para inibir consumo aeróbio de fosfato, já que o mesmo deveria ser consumido sob

condição anóxica pois era objeto de estudo ter no reator organismos acumuladores de fosfato desnitrificantes. Esses organismos consomem substrato de carbono externo e o armazenam como polihidroxialcanoatos em suas células sob condição anaeróbia, entretanto eles podem utilizar nitrito ou nitrato em vez de oxigênio como aceptor de elétron para remover fósforo sem qualquer substrato extracelular sob condição anóxica. Os organismos acumuladores de fosfato desnitrificantes são responsáveis pela desnitrificação e pelo consumo de fosfato em ambiente anóxico, simultaneamente, utilizando nitrito como receptor de elétron. As eficiências médias de remoção de N e P foram de 83% e 92%, respectivamente, para tempo de retenção celular de 15 dias.

Tsuneda et al. (2006) relataram que em reator de batelada sequencial, a observação do perfil de concentração durante um ciclo é útil para entender a reação bioquímica e determinar condições para mudanças de fase. Com isso, avaliaram a variação do pH durante o ciclo completo e afirmaram que o monitoramento desse parâmetro pode determinar o fim da liberação do fosfato, da conversão de amônia e do consumo de fosfato, e poderia ser usado como parâmetro de controle em tempo real para ajustar o tempo de detenção. A dinâmica de mudança no pH observada durante um ciclo do sistema anaeróbio/aeróbio/anóxico é descrita a seguir e está apresentada na Figura 3.6:

- Decréscimo no pH foi observado no início das condições anaeróbias devido, principalmente, à liberação de fosfato;
- Rápido aumento no pH ocorreu no início da condição aeróbia, principalmente, devido à adição de substrato de carbono e consumo de fosfato; seguido por subsequente decréscimo no pH, principalmente, por causa da nitrificação;
- Aumento do pH foi observado no início da condição anóxica como resultado do consumo de fosfato e da desnitrificação.

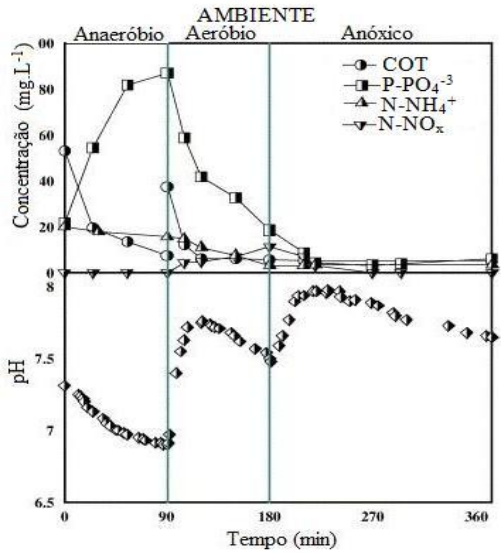

Figura 3.6 - Transformações típicas da qualidade de água durante um ciclo do sistema anaeróbio/aeróbio/anóxico com adição de substrato e perfil de pH (TSUNEDA et al., 2006).

Uma das formas de acompanhar os processos de remoção de nutrientes é utilizar o monitoramento *on-line* de parâmetros, tais como pH, OD e de ORP (potencial de óxido-redução) e, por meio desse monitoramento, controlar a aeração e agitação em sistema que visem remover simultaneamente matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

Casellas et al. (2006) elaboraram estudo sobre o uso de dois sensores para o controle da fase aeróbia e outros dois sensores para controlar a fase anóxica em reator de batelada sequencial com volume útil de 1.320L. O controle de estratégia baseado no uso de três sensores (pH, oxigênio dissolvido - OD e potencial de óxido-redução - ORP) objetivou reduzir a duração de cada fase do ciclo a fim de aumentar a produtividade do sistema e a remoção de nutrientes - especialmente nitrogênio e fósforo. O reator piloto era alimentado por uma mistura de esgoto sanitário e água residuária industrial. A operação do reator era dividida em cinco fases: preenchimento, reação, sedimentação, descarte e repouso. Tempo de retenção celular de 30 dias foi aplicado para limitar a produção de lodo. Em estudo anterior com ciclo de 24h, os pontos característicos das variações dos perfis de pH, ORP e OD (ou taxa de consumo de oxigênio) foram determinados. Durante a fase aeróbia, quando a nitrificação foi completa, variações do pH alcançaram um mínimo, e a taxa de consumo de oxigênio decaiu para respiração endógena (ponto de inflexão). Durante a fase anóxica, o fim do processo de desnitrificação foi constatado por máxima variação no pH e um ponto de inflexão na curva de ORP. Na fase aeróbia, a mudança foi inferida pela detecção de um pH mínimo ou pela detecção de um ponto de inflexão na curva taxa de consumo de oxigênio. O controle do fim da fase aeróbia poderia ser alcançado somente pelo uso do sensor de pH, mas taxa de

consumo de oxigênio forneceu informação da carga de entrada e da toxicidade do efluente algo que o pH não pode informar. Durante a fase anóxica, a mudança foi inferida pela detecção de um pH máximo ou pela detecção de um ponto de inflexão no perfil de ORP. As conclusões sobre o controle do fim da fase anóxica dependem do tipo de desnitrificação que ocorre. Quando a desnitrificação foi exógena, o ORP foi o sensor mais confiável porque induziu a mudança de fase em 72% dos casos; enquanto quando a desnitrificação foi endógena, o sensor de pH induziu a mudança de fase em 85% dos casos. A conclusão do estudo foi que o controle de estratégia desenvolvido conduziu a um importante aumento de produtividade no sistema, e o tempo necessário para tratar a mesma quantidade de efluente (comparado a um ciclo de 24h) foi reduzido em 45%. Além disso, o tempo total de aeração foi reduzido em 50%, o que representa expressiva economia em energia.

Utilizando reator com diferentes regiões de reação, Peng et al. (2006) propuseram estudar se os sensores de OD, pH e ORP poderiam ser usados como alternativas aos analisadores de amônia e de nitrato no suporte ao controle *on-line* da remoção de nitrogênio em sistemas contínuos. O sistema estudado era em escala de bancada anóxico/ aeróbio, com volume útil total de 49L; consistia de sete zonas separadas por defletores (volume de cada zona de 7L) e sedimentador cilíndrico com 25cm de diâmetro e volume total de 20L. As duas primeiras zonas foram operadas como reatores anóxicos, enquanto as cinco restantes permaneceram como reatores aeróbios com aeração controlada separadamente. Cada zona foi equipada com sensores *on-line* de OD, pH e ORP. No sistema experimental, o computador foi usado para controlar: a variação de vazão das bombas peristálticas que recirculavam o nitrato (da zona 7 para zona 1), o lodo e fazia a alimentação de água residuária; os agitadores nas zonas 1 e 2, e aeradores nas zonas 3 a 7. Os sinais dos sensores também eram enviados para computador. Os experimentos foram feitos à temperatura ambiente (20 a 21°C), com θ_c de 12 a 15 dias e concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração de aproximadamente 2.500mg.L^{-1}. A vazão de recirculação com nitrato e de lodo foi de 2,5 e 0,6 da vazão afluente, respectivamente, e a vazão afluente foi mantida em 150L.dia^{-1}, e tempo de detenção hidráulica foi de 8h. Uma vez em condição de equilíbrio, foram testadas sete fases experimentais, cada fase envolveu um número de testes com afluente e/ou condições operacionais diferentes.

As conclusões obtidas por Peng et al. (2006) com relação ao uso dos sinais *on-line* de OD, pH e ORP para controle de sistema contínuo anóxico/aeróbio foram:

- A variação do pH ao longo do reator constitui forte indicador da extensão da nitrificação. O aumento do pH no fim do reator sugere nitrificação “completa” e

aeração pode ser reduzida, enquanto o decréscimo do pH em todo reator sugere nitrificação "incompleta", que poderia ser melhorada por meio do aumento da aeração;

- Há "ponto de quebra de OD" no perfil de OD quando a nitrificação termina. A existência ou não desse ponto no perfil pode indicar se o processo de nitrificação terminou, se aeração é excessiva, suficiente ou baixa;
- O valor de ORP na última zona aeróbia tem boa correlação com concentrações de amônia e nitrato, e pode, portanto, ser potencialmente usado como indicador dessas variáveis, efluente de qualidade melhor foi obtido quando ORP foi mantido de 40 a 60mV no estudo;
- O valor de ORP na última zona anóxica tem boa correlação com concentrações de nitrato nesta zona, e, poderia, portanto, ser usado como indicador para controlar a vazão de recirculação de nitrato, com máxima remoção de nitrato quando ORP foi mantido em aproximadamente -90mV no estudo;
- O perfil de pH na zona anóxica poderia, em certa medida, indicar se a desnitrificação "terminou" ou se o nitrato foi suficiente.
- É possível conceber controladores *fuzzy* para o controle de sistemas contínuos anóxico/aeróbio usando sensores de OD, pH e ORP. Resultados mostraram que a remoção de nitrogênio melhorou e que economia nos custos com a aeração pode ser alcançada.

Tanwar et al. (2008) correlacionaram dados do monitoramento *on-line* dos parâmetros pH, OD e ORP, com a remoção de nutrientes em um reator com ciclo intermitente de aeração. O tempo de ciclo total do reator era de 12h, compreendendo enchimento e descarte (4h), mistura (0,5h) (misturador com velocidade baixa), aeração (7h) e sedimentação (0,5h). O tempo de retenção celular foi variado entre 10 e 20 dias e a concentração de sólidos suspensos totais no tanque de aeração variou entre 2700 e 2900mg.L^{-1}.Durante o experimento foi utilizado esgoto sanitário com pH médio de 7,0 e valores médios de : DQO = 428mgO$_2$.L^{-1}, N-amoniacal = 42mg.L^{-1}; Nitrato = 0,7mg.L^{-1}, P-PO$_4^{-3}$ = 18mg.L^{-1}. Os pesquisadores constataram que a "inflexão" da curva de pH (região de valor mínimo) coincide com o ponto final da conversão de N-NH$_4^+$ a N-NO$_3^-$ e N-NO$_2^-$ (em que a nitrificação é completa, sob fase aeróbia). Similarmente, o fim da desnitrificação e da conversão NO$_3^-$, que ocorre sob fase anóxica, é visualizado por meio da curva de ORP no ponto de mínimo valor, denominado como "inflexão" do nitrato. O consumo de PO$_4^{3-}$, incluindo a nitrificação também é

visualizado por meio do perfil de OD durante as diferentes fases do ciclo. Os autores citados concluíram que durante a fase anaeróbia, pH e ORP proveriam melhor o controle das reações, enquanto OD poderia ser um parâmetro de controle efetivo na fase aeróbia. O monitoramento *on-line* do pH, ORP e OD detecta "exatamente" o término de vários processos, e pode relativamente ser usado como critério operacional para melhor controle do sistema do reator. Na Figura 3.7 é mostrado o comportamento dos parâmetros monitorados durante um ciclo (fases anaeróbia, anóxica e aeróbia) sob diferentes condições de tempo de retenção celular.

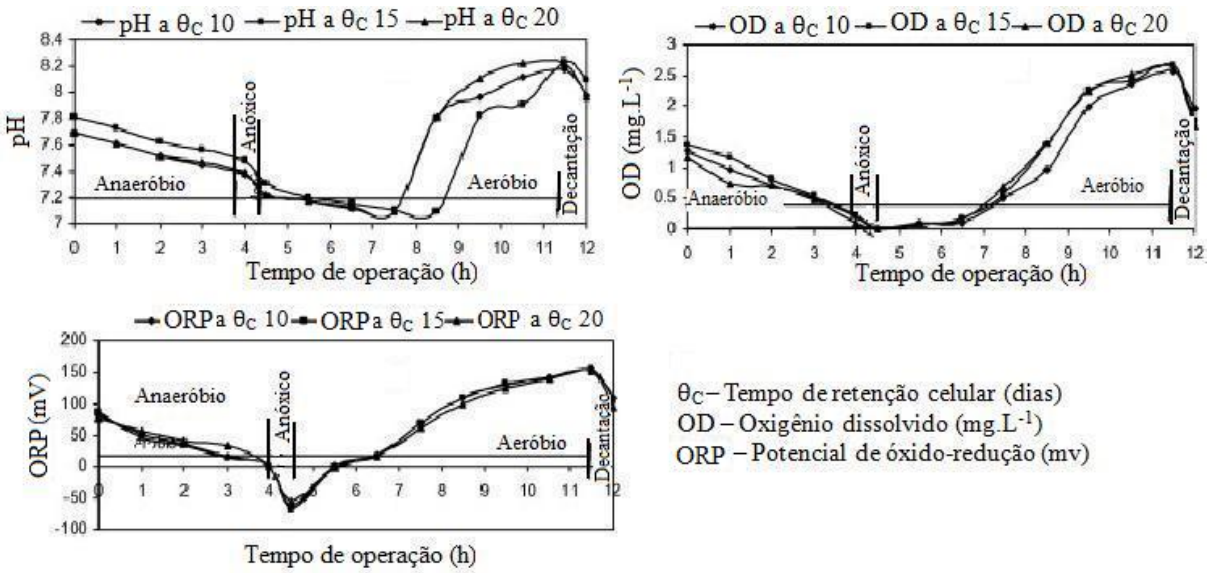

Figura 3.7 - Variação do pH, OD e ORP sob condições anaeróbia, aeróbia e anóxica (TANWAR et al., 2008).

Kishida et al. (2008) estudaram a estratégia de controle em tempo real no processo de remoção simultânea de N e P, utilizando lodo granular aeróbio. O reator (volume de 4,5L) foi operado com 6 passos: alimentação com afluente, fase anaeróbia, fase aeróbia, fase anóxica, sedimentação do lodo e descarga do efluente. A água residuária sintética, que alimentou o reator durante o experimento, tinha as concentrações principais de carbono orgânico total = 150mg.L^{-1}, N-NH_4^+ = 60mg.L^{-1} e P-PO_4^{-3} = 10mg.L^{-1}. O tempo para as fases anaeróbia, aeróbia e anóxica foi controlado automaticamente por computador, através do monitoramento em tempo real da condutividade elétrica (CE) e do pH no reator, enquanto a duração período da alimentação, da sedimentação do lodo e descarga foram fixados em 6min, 1min e 3 min, respectivamente. A estratégia de controle em tempo real foi:

- Quando foi finalizada a liberação do PO_4^{3-}, o valor do coeficiente diferencial d(CE)/d(t) tornou-se igual a zero, então, a fase anaeróbia foi encerrada e foi iniciada a fase aeróbia;

- Na fase aeróbia, as concentrações de amônia e de fosfato decaíram devido à nitrificação e ao consumo de fosfato pelos organismos acumuladores de fosfato, respectivamente, por isso no fim dessa fase a remoção de nitrogênio e fósforo foi quase completa. O valor do coeficiente diferencial d(pH)/d(t) mudou de menos para mais quando a nitrificação foi completa, dessa forma a fase aeróbia cessou e foi iniciada a fase anóxica;
- Quando o valor do coeficiente diferencial d(pH)/d(t) mudava de positivo para negativo, significava que a desnitrificação havia sido completa. Depois da detecção deste ponto de controle, a fase anóxica era encerrada e a fase de sedimentação do lodo era iniciada.

Na Figura 3.8 é representado o comportamento do pH e da condutividade elétrica (CE) e das concentrações de OD, carbono orgânico dissolvido (COD), $N\text{-}NH_4^+$, $N\text{-}NO_x$ e $P\text{-}PO_4^{-3}$ ao longo do tempo, quando se utilizou a estratégia de controle em tempo real da duração das fases anaeróbia, aeróbia e anóxica.

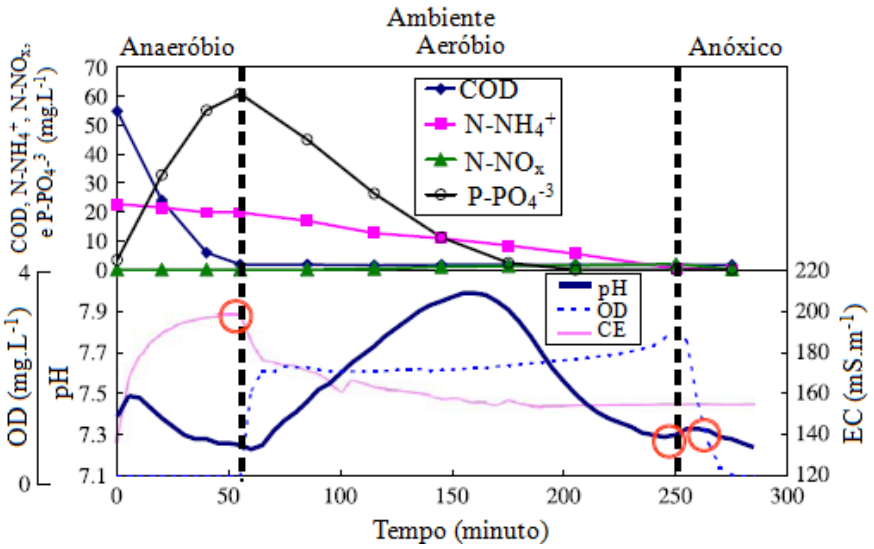

Figura 3.8 - Comportamento do pH e OD com controle em tempo real da duração das fases anaeróbia, aeróbia e anóxica (KISHIDA et al., 2008).

Utilizando o controle, em tempo real, Kishida et al. (2008) alcançaram remoções significativas de N e P, sendo que o efluente apresentou concentrações de $N\text{-}NH_4^+$, N-NOx e $P\text{-}PO_4^{3-}$ menores que $0{,}3 mg.L^{-1}$. Ressalta-se que, quando a duração temporal das fases anaeróbia/aeróbia/anóxica foi fixada, não foi obtida remoção "estável" de N e P.

Kaelin et al. (2008), com auxílio de um conjunto de sensores, monitoraram uma estação de tratamento de esgoto por lodos ativados, em escala piloto, operada por mais de três anos com nitrificação e pré-desnitrificação. A ETE tinha capacidade para tratar,

aproximadamente, 100 vezes o valor de população equivalente - PE que é de 120gDQO.$PE^{-1}d^{-1}$ ou 0,35$m^3PE^{-1}d^{-1}$. Foram usados para medir nitrogênio amoniacal e nitrato, novos sensores, lançados recentemente, com eletrodo de íon seletivo para amônia, nitrato e nitrito, adaptados para matrizes de água e águas residuárias. Os sensores usados no estudo de Kaelin et al (2008) são semelhantes aos usados na instalação experimental do presente trabalho para medir a concentração de N-amoniacal e N-nitrato no efluente do reator aerado. Com adequado controle de qualidade, esses sensores provaram ser altamente precisos e confiáveis quando operados com baixas concentrações de nitrogênio amoniacal (1 a 2mg.L^{-1}), para afluentes de estações de tratamento e reatores de lodos ativados mesmo na zona final do tratamento biológico. A medida da concentração de nitrogênio amoniacal foi usada para testar estratégias de controle de aeração *feed-forward* e *feed-back*. O objetivo foi manter concentrações de compostos de nitrogênio inorgânico (amônia, nitrato e nitrito) tão baixos e dentro dos padrões nacional suíço (Padrão suíço – concentrações menor que 2mgN-NH_4^+.L^{-1} e menor que 0,3mgN-NO_2^-.L^{-1}, média em 24h). As melhores estratégias descritas tinham o propósito de adaptar a carga de oxigênio a carga de entrada de N-amoniacal, enquanto ao mesmo tempo controlava o N-amoniacal no efluente sob um nível definido. A aeração foi tipicamente operada de acordo com *set points* de OD, alto e baixo, seguida de um ou vários sinais de nitrogênio amoniacal. Todas as estratégias foram bem sucedidas em manter concentração de nitrogênio amoniacal baixa, e, posteriormente, em ganhar capacidade de desnitrificação para reduzir significantemente a descarga de nitrogênio total. Estratégias de aeração baseadas no controle de N-amoniacal foram confirmadas serem eficientes e uma ferramenta promissora de otimização operacional de estações de tratamento de efluentes. No entanto, foi observado que, sob certas condições, o controle intermitente da aeração poderia levar à inibição das bactérias oxidadoras de nitrito e a acumulação de nitrito no efluente.

Yang et al. (2009) investigaram a remoção de nitrogênio em um reator piloto de bateladas sequenciais com alimentação em pulsos de esgoto sanitário e volume útil de 54m^3. Foram instalados, no reator, sensores OD, pH e ORP. O monitoramento *on-line* de OD, pH e ORP era obtido a cada 5 segundos e transferido para um controlador lógico programável (CLP) e para um computador, esse foi programado de acordo com a concepção do controle. Os pesquisadores consideraram que o valor mínimo e máximo no perfil de pH indicavam exatamente o fim da oxidação da amônia e da desnitrificação, respectivamente. Nenhum ponto característico foi encontrado no perfil de OD e ORP durante a nitrificação e a desnitrificação. Com isso, para o estudo, o pH foi um parâmetro de controle estável e seguro. No reator, alimentado em pulsos, a remoção de N, em todo o período de análise, foi alcançada

com N-total no efluente menor que 3mg.L^{-1}, apresentando eficiência de remoção de 98%.

Jubany et al. (2009) também equiparam unidades experimentais com sensores para monitorar/controlar o processo de remoção de nutrientes. Foram utilizadas sondas de pH, OD e temperatura em cada reator de modo a alcançar nitrificação parcial estável na operação do sistema. As sondas foram conectadas ao computador para monitorar os parâmetros chaves do processo (OD, temperatura e vazão); e a estimativa automática da taxa de consumo de oxigênio foi implementada para cada reator. Nesse estudo, a resposta do sistema de controle a vários distúrbios por meio da taxa de consumo de oxigênio, que era calculada em tempo real e controlava a vazão afluente, foi avaliada. O sistema de controle implementado proveu operação estável e robusta do sistema de nitrificação parcial, mesmo quando a instalação piloto foi sujeita a vários distúrbios como mudança na concentração afluente, queda da aeração no reator e operação com concentração de biomassa variável.

Ruano et al. (2009) focaram a avaliação da aplicabilidade de sensores de baixo-custo (pH, OD e ORP) e de analisadores de nitrogênio para o controle da remoção biológica de nutrientes (nitrificação e desnitrificação) em estações de tratamento. Os sensores de pH, ORP e OD foram nomeados de sensores de baixo-custo, pois a manutenção regular desses sensores foi muito simples e consistiu da troca da ponte salina e do tampão para sensores de pH e ORP e da troca da membrana do sensor de OD a cada três meses, e também apresentaram frequência de calibração de duas vezes por semana. Os analisadores de nitrogênio determinavam concentrações de N-NO_3^- e N-NH_4^+, e, a calibração desses sensores era muito tediosa e cara, além de consumirem tempo maior que a dos sensores de baixo custo.

Na estação piloto, foram instalados analisadores de nitrogênio e de sensores de baixo custo (pH, ORP e OD) a fim de obter informação *on-line* do estado do processo de remoção de nitrogênio. Os sensores foram conectados ao sistema interligado em rede que incluía vários transmissores, um controlador lógico programável e um computador para desempenhar o controle de multi-parâmetros e dados de aquisição. Foi desenvolvido um *software* de Controle Supervisório e de Aquisição de dados (SCADA) a fim de visualizar e armazenar todos os sinais dos sensores. A estação piloto consistia basicamente de um reator de lodos ativados com decantador secundário. O reator foi dividido em doze seções de reação em série, separadas por paredes removíveis. O primeiro reator funcionou como um tanque de homogeneização. Os reatores 3 e 4 foram operados como zonas anaeróbias, com volume total de 165,8L. Reatores 5 a 7 foram operados como zonas anóxicas, com volume de 248,7L. Os reatores 8 a 13 foram operados como duas zonas aeróbias (sem separação física): a primeira zona compreendeu os reatores 8 e 9 com volume total de 128L; e a segunda zona

compreendeu reatores 10 a 13 com volume total de 256L. A temperatura foi controlada em 20ºC. Houve adição de fonte externa de carbono na forma de acetato no reator 3 (anaeróbio). O sistema era alimentado por efluente de estação de tratamento após passar por decantador primário com vazão afluente de 80,0L.s^{-1}. Foi colocado um sensor de oxigênio dissolvido no último reator 13 (aeróbio) para controlar a velocidade rotacional do soprador, que era governado por um inversor de frequência.

A fim de avaliar a utilidade dos sensores de baixo custo para controle do processo de nitrificação e desnitrificação, quatro condições experimentais foram estudadas por Ruano et al. (2009). Os resultados mostraram que os sensores de baixo-custo, tais como os de pH e de ORP, podem ser usados com sucesso para o controle da nitrificação e desnitrificação como alternativa aos analisadores de nitrogênio. O processo de nitrificação pode ser avaliado pela medida da diferença do pH entre a primeira e última zona aeróbia. Na realidade, as medidas de pH podem ser usadas indiretamente para otimizar o consumo de energia na aeração para o processo de nitrificação. A desnitrificação pode ser avaliada, indiretamente, pela medida da diferença de pH entre a primeira e última zona anóxica e o ORP na última zona anóxica. Foi concluído que os sensores de baixo custo podem ser usados com sucesso como uma alternativa atraente aos analisadores de nutriente para controlar a remoção biológica de nitrogênio em estação de tratamento.

Thornton et al. (2010) fizeram estudo em escala plena com o propósito de avaliar o impacto do controle em tempo real na otimização do processo de lodos ativados com a intenção de deixar um sistema de controle permanente no local no fim do ensaios. Os ensaios foram realizados em uma estação de tratamento com capacidade de tratar efluente de 250.000 pessoas, localizada na costa sul da Ucrânia, que consistia de dois sistemas idênticos de lodos ativados. Um sistema funcionou com controle em tempo real da concentração de OD e da dosagem de metanol. No outro sistema foram definidos *setpoints* fixos de OD nas regiões de aeração e a dosagem de metanol foi calculada com base no valor de nitrato medido por uma sonda que enviava os dados a um sistema de controle e este calculava a quantidade de metanol a ser dosada a qualquer momento. Para facilitar o controle em tempo real dos ensaios, a ETE foi dividida em 4 seções, com cada seção compreendendo duas faixas, uma mestre e outra subordinada. Foi instalada instrumentação (sensores de OD, nitrato e amônia) em cada faixa mestre, para transmitir dados requeridos de volta ao controlador em tempo real. O controlador calculava os *setpoints* requeridos para OD e a dosagem de metanol, que eram transmitidos ao CLP existente. Nesse estudo, foram comparados resultados obtidos no sistema com controle em tempo real e no sistema em que foram definidos *setpoints* fixos inicialmente.

Os resultados indicaram, claramente, que é possível operar sistemas com controle em tempo real com concentração de OD muito mais baixa por muito mais tempo do que em sistemas com controle fixo (concentração do *setpoint* de operação 2,0mgO_2.L^{-1}), embora seja mantida a qualidade requerida para o efluente. Foi constatado que é possível reduzir 20% da aeração em sistema com controle em tempo real em relação a sistemas com *setpoints*. Com relação a utilização de metanol, houve redução da dosagem em 50% no sistema com controle em tempo real comparado ao sistema com *setpoints.* A implementação de sistemas com controle em tempo real em lodos ativados oferece a oportunidade de melhorar significativamente a eficiência operacional da estação de tratamento, provendo uma solução sustentável a longo prazo.

O estudo de Gao et al. (2011) objetivou: caracterizar a remoção de N via nitrito, usando lodo granular aeróbio e lodo floculento; comparar as estratégias de controle em tempo real usando OD, ORP e pH, como parâmetros de diagnóstico, e desenvolver uma nova técnica para remoção de N nas estações de tratamento de esgoto (ETEs). Para esse estudo, dois reatores operados em bateladas sequenciais similares com volume de 14L foram usados. A temperatura do reator foi mantida em 31±1ºC e OD, ORP e pH foram continuamente medidos *on-line* por sensores inseridos no reator. O reator com lodo ativado floculento foi nomeado de R1 e o reator com lodo granular aeróbio, de R2. Ambos os reatores foram operados sequencialmente com seis fases, por exemplo, entrada de afluente (1min), fase aeróbia, fase anóxica, sedimentação do lodo (10min R1 e 5min R2), e repouso de 30min. As fases aeróbia e anóxica foram controladas pelo OD, ORP e pH como parâmetros de diagnóstico. Foi utilizada água residuária sintética como afluente. O estudo foi iniciado após alcançar estado de equilíbrio e a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração foi mantida em 4,5g SS.L^{-1}. Foi aplicada nos reatores operados em bateladas sequenciais solução de acetato de sódio (0,244M) equivalente a 100mg.L^{-1} de DQO como doador de elétrons para reação de desnitrificação.

Avaliando os dois reatores, os resultados de Gao et al. (2011) mostraram que lodo granular aeróbio tem atividades específicas muito maiores para remoção orgânica e nitrogênio que o lodo floculento. Com relação ao uso de sensores para monitoramentos *on-line*, foram feitas as seguintes observações:

- Variação do pH: é o parâmetro chave de diagnóstico das reações biológicas. A mudança no pH pode ser usada para diagnosticar – a) o fim da degradação do carbono orgânico, quando ocorre pequena elevação no valor de pH; b) fim da nitrificação, quando o valor de pH para de diminuir e aumenta rapidamente; c) o

fim da desnitrificação, quando o valor de pH para de aumentar e então diminui. O fim da desnitrificação pode ser mais cuidadosamente identificado pela mudança do pH junto com baixo ORP;

- Variação do OD: as diferenças nas curvas de OD entre reator 1 e reator 2 durante o processo de nitrificação foram significantes. A curva de OD tipo U ocorreu no reator com lodo granular (R2). A taxa de nitrificação específica e atividade de lodo diretamente afetam o consumo de OD durante a fase aeróbia;
- Variação do ORP: o valor do ORP diminuiu inicialmente e, depois, aumentou durante o estágio de degradação de carbono orgânico; durante o estágio de nitrificação seu valor aumentou, e então caiu bruscamente durante o estágio de desnitrificação. O valor do ORP ficou constante quando a nitrificação chegou ao fim.

Para Gao et al. (2011), o processo de remoção de nitrogênio poderia ser controlado em tempo real pelo monitoramento *on-line* do pH, ORP e OD observando os seguintes apontamentos:

- O fim do estágio da degradação do carbono orgânico pode ser identificado quando ocorrer aumento repentino na concentração de OD, ressalto rápido no valor do pH, e rápido aumento no valor de ORP;
- O fim do estágio de nitrificação pode ser identificado pelo ponto de inflexão na curva de pH; um aumento brusco na concentração de OD depois da curva do tipo U , e valor constante de ORP;
- O fim da desnitrificação pode ser identificado pela inflexão na curva do pH de tendência ascendente para descendente junto com mudança na inclinação da curva de ORP;
- A estratégia de controle em tempo real de grânulos aeróbios pode reduzir o tempo de aeração e agitação economizando custos operacionais e mantendo a operação estável do sistema.

Um bioreator de membrana, em escala piloto, projetado para realizar o processo de desnitrificação/nitrificação convencional para o tratamento esgoto sanitário, foi operado por um ano sob duas estratégias de aeração diferentes no compartimento oxidação/nitrificação por Gugliemi e Andreottola (2011). O reator consistia de um compartimento anóxico (4,3m^3), um compartimento aeróbio para oxidação do carbono e nitrificação (8,7m^3), um tanque para filtração (1,5m^3) no qual membrana de fibra oca ficava imersa. O objetivo do estudo foi fazer

uma análise comparativa entre um processo com pré-desnitrificação convencional e um processo de aeração intermitente. Para o período 1, a estratégia consistia em ligar e desligar o soprador de ar de acordo com o *set-point* de oxigênio definido em $1{,}5gO_2.m^{-3}$. A estratégia implementada no período 2 consistia em ligar o soprador quando a concentração de amônia alcançava $3gN.m^{-3}$ (*set-point* alto) e desligar quando a concentração diminuía para $2gN.m^{-3}$ (*set-point* baixo), sob tal condição de operação nenhum controle do oxigênio dissolvido foi adotado. Foi verificada nitrificação completa, sem acumulação de nitrito, durante ambos os períodos de operação. Para o período 1, a remoção média de DQO foi de 91,5% e de nitrogênio total 67,3%. No período 2, uma maior eficiência de desnitrificação foi observada , a remoção de DQO foi de 95,9% e de nitrogênio total de 74,2%. A melhor remoção de fósforo foi alcançada durante o período 2, devido a criação de condições mais favoráveis ao organismos acumuladores de fosfato no compartimento anóxico, que, ciclicamente foi operado sob condição anaeróbia. A maior eficiência da desnitrificação no período 2 foi consequência da duração maior da fase anóxica, que gerou utilização mais efetiva do potencial de desnitrificação do sistema. Foi constatada economia de quase 50% do consumo de energia por causa da adoção do processo de aeração intermitente.

Para definir como se dará o controle em tempo real do sistema de aeração/agitação faz-se necessário definir como será elaborada a estrutura de programação do *software* de controle. De acordo com Amand et al . (2013), no projeto de elaboração da estrutura de programação é definido como será a configuração de controle do sistema, ou seja, quais variáveis controlar, quais variáveis manipular e como combinar esses dois conjuntos de variáveis. Dependendo do processo, tipos diferentes de estrutura de programação podem ser consideradas em um esquema de controle de processo. Não existe uma forma única para classificar os *software* de controle da aeração.

Amand et al (2013) apresentaram quatro categorias de estrutura de programação para controle da aeração:

- Controle do OD em cascata;
- Supervisório de controle baseado na concentração de amônia, podendo ser controle *feedback* ou *feedforward-feedback;*
- Controles avançados com entrada e saída única e com entrada e saída múltipla;
- Controle do volume aeróbio em relação ao volume total.

Na Figura 3.9 é apresentado o diagrama de bloco para cada tipo de estrutura de controle.

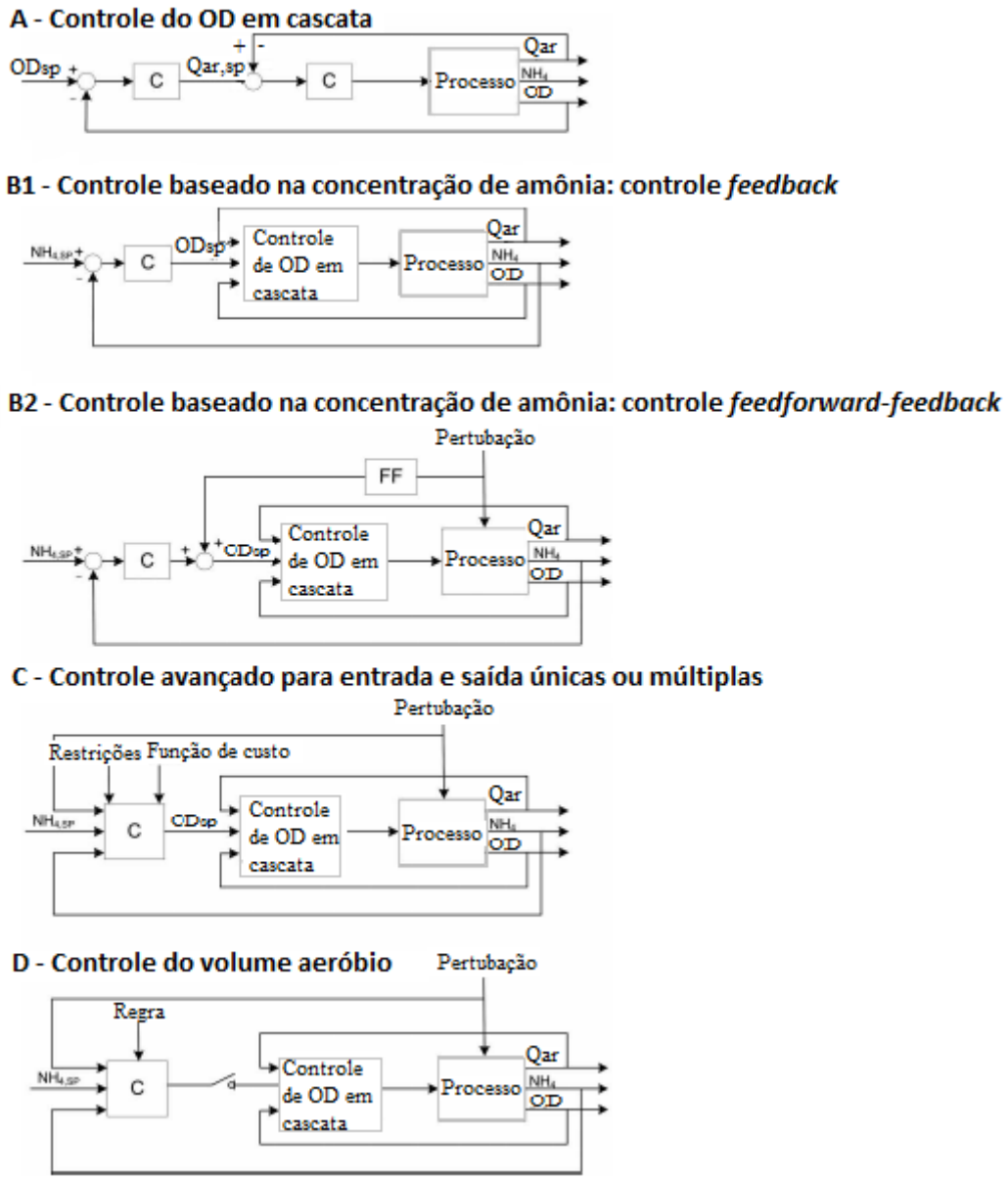

Figura 3.9 - Diagrama de bloco das estruturas de controle da aeração em sistema de tratamento de efluente (Fonte: AMAND et al., 2013).

Na Figura 3.9, SP significa *set-point*, C é controle, FF é controle *feedforward*. Para estrutura C, o exemplo é de um modelo baseado em controle com restrições e de função de custo controlando o *set-point* da concentração de OD. A estrutura programação A está inclusa nas estruturas B, C e D.

No levantamento bibliográfico realizado por Amand et al. (2013) foram destacadas importantes condições a serem consideradas em sistemas de controle de aeração bem sucedidos, que são descritas na sequência:

- Sistema de aeração projetado corretamente: O projeto adequado de sopradores, tubulações, válvulas e difusores é fundamental para bom desempenho da aeração.

- Limitação na capacidade de fluxo de ar máxima e mínima é, frequentemente, a limitação do desempenho do controlador. Simuladores de processo podem auxiliar no projeto do sistema de aeração.
- Controle por reator ou zona: Este é o próximo passo na adição de flexibilidade ao sistema. Se o reator é um sistema de fluxo em pistão, a variação da demanda de oxigênio ao longo do reator é melhor gerida pelo controle separado da concentração de OD nas zonas ao longo da reator, usando atuadores separados em cada zona. Em reatores individuais, a concentração de OD pode ser controlada separadamente para gerenciar melhor o comportamento individual.
- Instrumentação adequada e manutenção adequada: A principal causa para a falha do controlador é a instrumentação (qualidade, manutenção e calibração). Sensores e atuadores devem sempre ser mantidos de forma adequada, e antes de escolher a estratégia de controle final isso deve ser levado em conta na análise custo-benefício.
- Localização do sensor: Deve ser cuidadosamente examinada.
- Implementação de controlador inteligente: Os requisitos básicos e redes de segurança, tais como os limites máximos e mínimos para todos os sinais de saída do controlador, devem ser considerados. Os tempos entre amostragem utilizados no controle de sistemas têm de ser cuidadosamente considerados. Eles devem, principalmente, ser selecionados com base no tempo de resposta da variável controlada. Filtragem adequada de sinais deve ser realizada levando-se em consideração o tempo de amostragem.
- Implementação de controlador ajustável: É importante que o usuário possa obter os direitos de acesso para fazer os ajustes necessários nos sistemas de controle. Dependendo das possibilidades e necessidades para a estação, o fornecedor do sistema ou a equipe operacional da estação pode assumir diferentes níveis de responsabilidade para o desenvolvimento futuro do sistema.
- Sempre considerar os aspectos específicos do sistema de tratamento: Dados o tamanho, a carga e a localização de uma determinada estação de tratamento, aspectos adicionais podem ser considerados no projeto e na implementação da estrutura de controle.
- Plano para a manutenção do sistema de controle: Para alcançar sucesso na implementação de uma nova estratégia de controle, bem como operação estável a

longo prazo, os operadores precisam obter treinamento suficiente para entender e confiar nos fundamentos dos controladores. Simuladores de processos podem ser úteis para treinamento do operador.

Amand et al. (2013) relataram que o processo para implementar novas estratégias de controle é sistemático, e envolve definir o objetivo do controle e examinar as limitações e possibilidades do processo e do sistema, assim como avaliação de critérios.

Como apresentado ao longo deste capítulo, a estratégia operacional a ser aplicada no sistema é um fator importante a ser definido na fase de projeto, uma vez que impacta diretamente os resultados de eficiência de remoção a serem alcançados, assim como os custos operacionais.

Há diversas formas de remover nitrogênio e fósforo em um mesmo reator, como foi apresentado nos estudos expostos neste capítulo. Essas formas envolvem, em sua maioria, o controle do OD e o tratamento de águas residuárias sob condições anaeróbia, anóxica e aeróbia. A fim de aprimorar as unidades de tratamento de águas residuárias, alguns sistemas de tratamento vêm implementando o monitoramento *on-line* por meio de sensores, tais como pH e ORP, que se mostram como alternativa viável para o controle dos processos de remoção de nutrientes (N e P). No entanto, as curvas obtidas por meio do monitoramento nesses estudos ainda são pouco aplicadas em instalações de escala plena, sendo necessários mais estudos para o aperfeiçoamento das estratégias para que as mesmas se enquadrem na rotina operacional dos sistemas de tratamento.

Observa-se que o tema da referente pesquisa é atual e relevante e busca aprimorar a operação de estações de tratamento constituídas por reator anaeróbio seguido de lodos ativados. Dos estudos apresentados, constata-se a importância de se automatizar a operação das estações de tratamento por meio do monitoramento *on-line,* visto que é possível alcançar redução nos custos, principalmente no de energia elétrica.

Quando há a implementação de um sistema automatizado para controle em tempo real da aeração/agitação faz-se necessário atentar-se para alguns pontos importantes que influenciarão diretamente a operação do sistema, tais como a escolha dos sensores assim como a elaboração de *software* confiável e adequado a realidade do local.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Generalidades

Neste capítulo é apresentada a descrição das partes que constituíram o sistema estudado e o delineamento do monitoramento experimental.

O esgoto sanitário que alimentava o sistema experimental provinha de uma rede pública que passava pela Área 1 do *Campus* da Universidade de São Paulo (USP) de São Carlos. No subitem 4.2 são apresentados detalhes desse sistema.

A unidade experimental usada para o desenvolvimento desse trabalho era formada por reator anaeróbio seguido por reator aerado constituído por sete setores sem separação física, nos quais foram variadas as condições de aeração e de agitação, de forma a criar ambientes anóxico ou aeróbio. Também fazia parte desta unidade, sistema de agitação e sistema de operação automatizado. A caracterização da unidade experimental é descrita no subitem 4.3.

O sistema de controle e monitoramento automatizado (subitem 4.4) era formado por sensores distribuídos ao longo do sistema experimental e pelo sistema de aquisição de dados. Foi elaborado *software* de aquisição de dados para relacionar os pontos característicos das curvas dos parâmetros de pH, ORP, OD, N-amoniacal e NO_3^- com os processos biológicos que ocorriam, de modo a formular um sistema de controle automatizado que comandava a aeração ou a agitação dos setores do reator aerado.

São apresentados no subitem 4.5 detalhes de como se deu o início de operação do sistema experimental com a introdução de inóculo nos reatores.

De maneira a alcançar o objetivo do projeto, que era propor estratégias de operação para o reator aerado, o delineamento do monitoramento experimental do projeto foi composto por três etapas. O período inicial de operação (Etapa 0) se estendeu por aproximadamente 4 meses e consistiu de um período de adaptações para obter a estabilidade do sistema. A Etapa I, com duração de quase 7 meses, foi constituída por quatro fases e as condições de operação do reator aerado, testadas nessa etapa, consistiram em usar alguns setores aerados e outros somente com agitação. A Etapa II, composta por oito fases, foi executada durante um período de 14,7 meses e o reator aerado foi operado com aeração intermitente nos seis primeiros setores, enquanto, o sétimo setor foi aerado durante todo o período. Na Figura 4.1 é apresentado o esquema do delineamento experimental do trabalho, mais detalhes ver subitem 4.6.

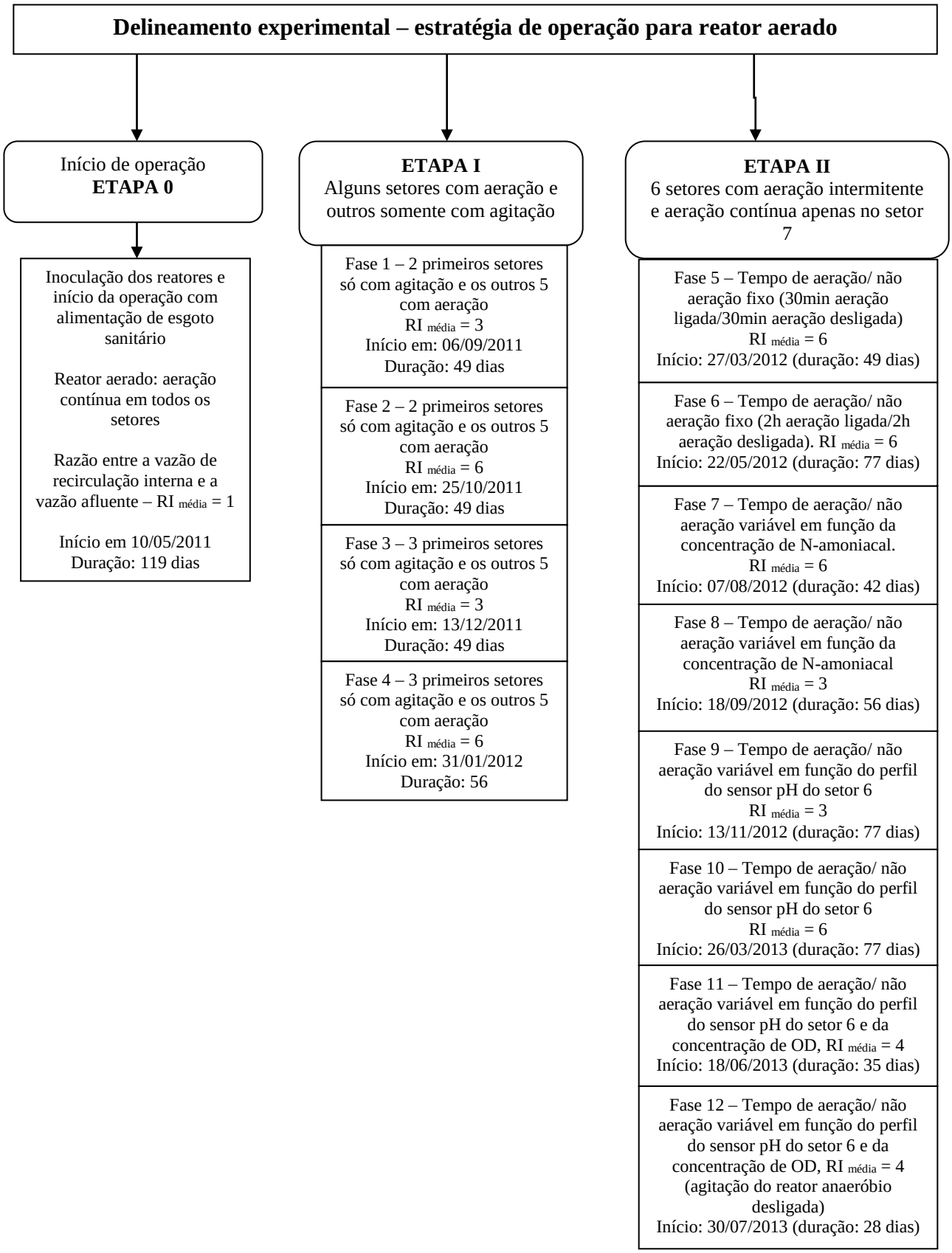

Figura 4.1 - Esquema ilustrativo do delineamento experimental.

As análises físico-químicas, para avaliar o comportamento do sistema experimental

durante a operação quanto à remoção de matéria orgânica e nutrientes, são abordadas no subitem 4.7. A forma como foi feita a análise dos resultados é apresentada no subitem 4.8.

As atividades foram realizadas na Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo (EESC-USP), o sistema experimental foi operado no Laboratório de Microssensores pertencente ao Laboratório de Tratamento Avançado e Reúso de Águas (LATAR), as análises físico-químicas foram realizadas nas dependências do Laboratório de Saneamento e do LATAR.

4.2. Sistema de recalque de esgoto bruto

O esgoto sanitário bruto, que alimentava a unidade experimental, provinha da rede pública com acesso a um poço de sucção existente, localizado próximo ao LATAR. Na Figura 4.2 visualiza-se a localização do poço de sucção, da linha de recalque e da caixa de passagem (desenho sem escala).

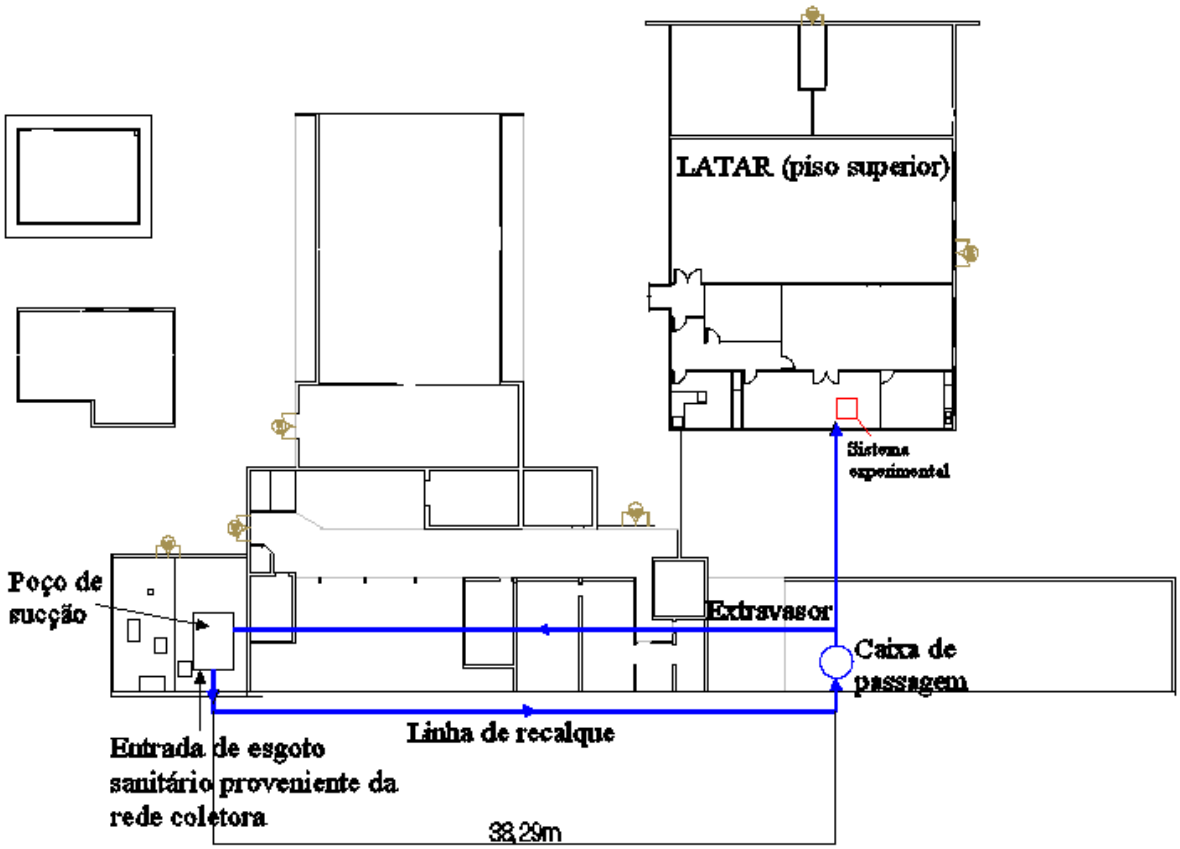

Figura 4.2 - Sistema de recalque de esgoto bruto para a instalação experimental.

O esgoto sanitário era recalcado por bomba centrífuga auto-escorvante (marca Thebe

1CV) do poço de sucção para uma caixa de passagem (com extravasor para retornar o excesso de volta ao poço de sucção) com vazão maior que a necessária. No início da tubulação de sucção havia um cesto, com aberturas de 3mm, para evitar a entrada, no sistema, de sólidos grosseiros. Da caixa de passagem, por sua vez, o esgoto escoava por gravidade até terminal com registro, que alimentava tubulação conectada à bomba dosadora que, por sua vez, enviava o esgoto para a instalação experimental. Quinzenalmente, era realizada a limpeza da caixa de passagem para retirada de material sedimentado.

4.3. Instalação experimental

A instalação experimental, em escala de bancada, era constituída por: caixa de chegada do esgoto sanitário, reator anaeróbio com agitação e com saída gases, decantador do reator anaeróbio, reator aerado, decantador secundário e caixa de saída. Os reatores foram confeccionados com placas de acrílico com espessura de 1cm e alocados no Laboratório de Microssensores pertencente ao LATAR, do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC – USP – São Carlos – Área 1. O sistema experimental estava instalado em sala com controle de temperatura (22±3)°C, com exceção na Fase 12, quando a temperatura média da sala foi de (28±3)°C. Na Figura 4.3 é apresentada a vista superior da instalação experimental (desenho sem escala).

Por gravidade, com a vazão controlada por bomba dosadora (marca Gilson), o afluente da caixa de chegada era encaminhado para o reator anaeróbio. Após passar por decantador, o efluente do reator anaeróbio ia para o reator aerado e fluía pelos sete setores. Na extremidade do reator aerado, uma parcela era recirculada do setor 7 para o setor 1, e, outra, seguia para o decantador secundário. A recirculação interna foi feita por bomba dosadora (marca Prominent motor Vario C).

Os compartimentos anaeróbio e aerado possuíam as seguintes dimensões: 28,5 x 36,0 x 55,0cm³ e 28,5 x 56,0 x 55,0cm³, respectivamente. O reator anaeróbio tinha volume útil de 43,54L e o reator aerado possuía volume útil de 68,01L. Para o cálculo do volume útil dos reatores foram descontados os volumes ocupados pelas sondas, assim como o volume da região de sedimentação.

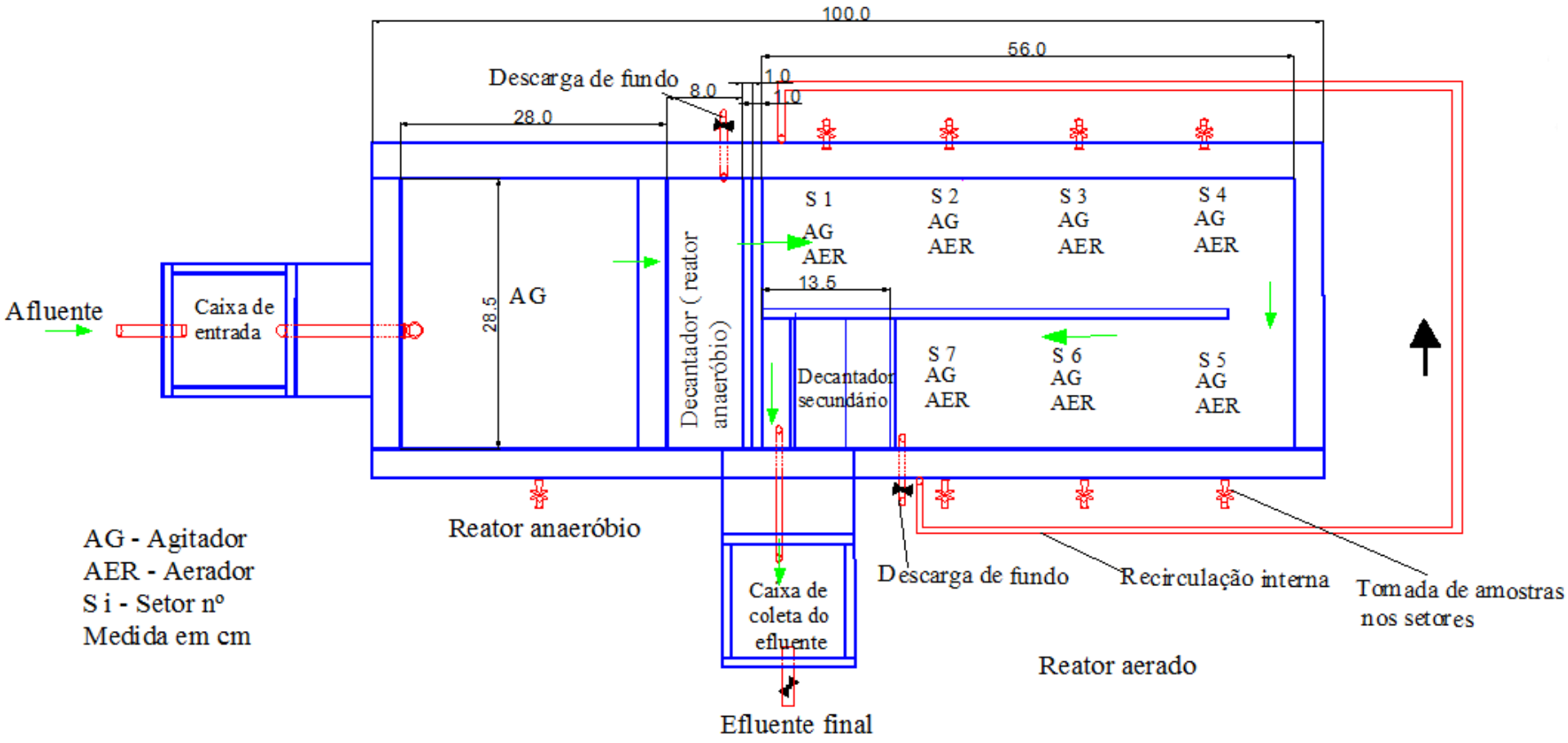

Figura 4.3 – Planta da instalação experimental.

Na Figura 4.4 é apresentada a vista lateral esquemática do sistema experimental (desenho sem escala) e na Figura 4.5 é apresentada a fotografia da lateral do sistema experimental em funcionamento, com as sondas e agitadores alocados.

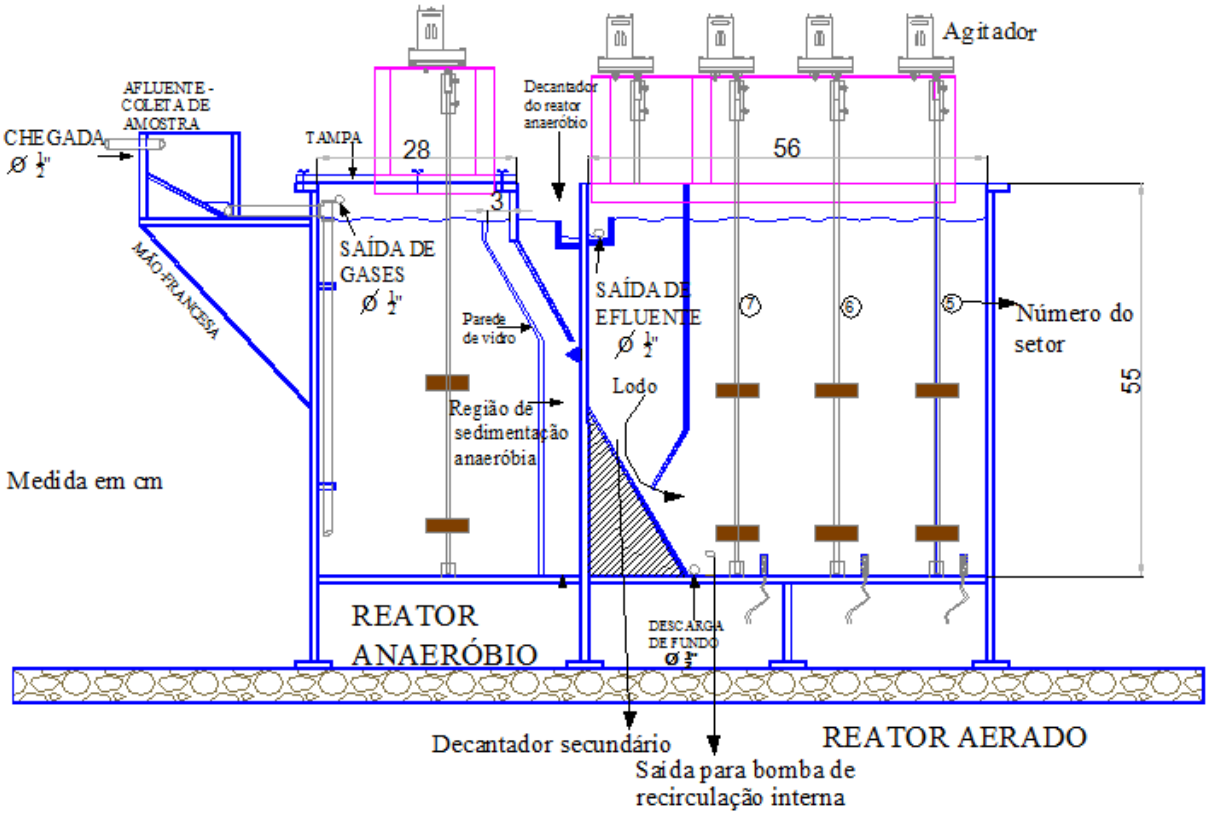

Figura 4.4 - Vista lateral esquemática da instalação experimental.

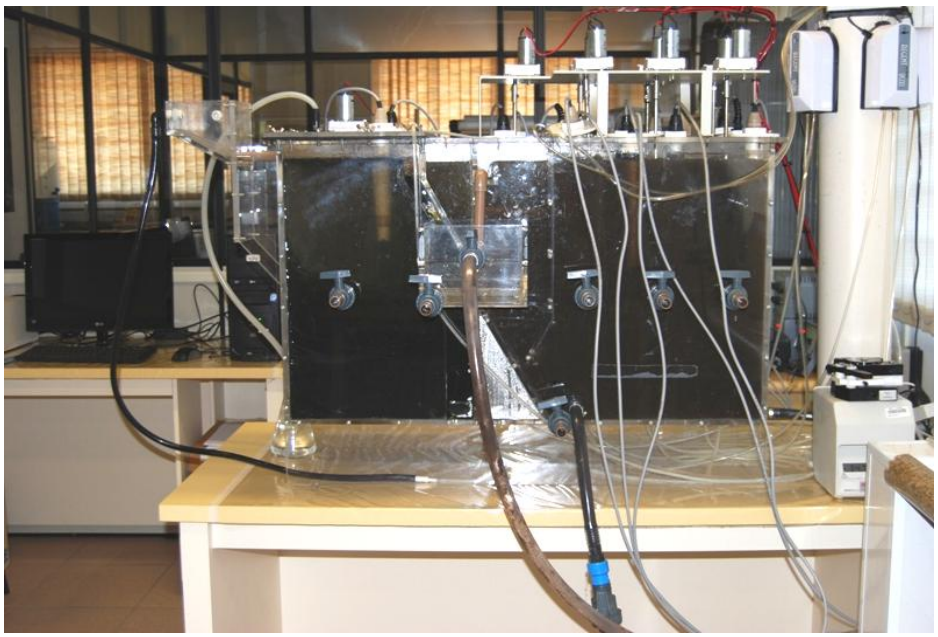

Figura 4.5 - Fotografia lateral do sistema experimental.

No reator anaeróbio havia um agitador para promover mistura na manta de lodo; esse foi confeccionado com pás do tipo hélice inclinadas a 45º considerando gradiente de velocidade médio de $20s^{-1}$. Devido à existência do agitador, foi instalada parede em vidro para separar a região de reação da região de sedimentação do reator anaeróbio, como pode ser visto na Figura 4.4.

O reator aerado tinha conformação alongada e era constituído por sete "setores" (sem divisão física) com volume de 9,62L cada; conforme mostrado na Figura 4.3. Cada setor dispunha de difusor de ar, no fundo, alimentado por aerador e agitador com acionamento independetes (Figura 4.4). Esse recurso possibilitava operar o sistema, mantendo em cada setor, as alternativas de se ter a agitação física, sem a introdução de ar, ou, somente a introdução de ar (que por si só promoveria, além da aeração, a mistura adequada no referido setor).

Ao longo do reator aerado foram alocados sensores de pH, ORP e OD e sondas de N-amoniacal e Nitrato foram colocadas próxima ao decantador. No reator anaeróbio foram alocados sensores de pH e ORP.

O dimensionamento do sistema de agitação do reator aerado, foi realizado com base em um ensaio no *jar-test* com o lodo proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) Jardim das Flores em Rio Claro – SP (que foi usado como inóculo do início da operação do sistema). No jarro do *jar-test*, com volume de 2L, 1/3 do volume foi preenchido com lodo e 2/3 com esgoto sanitário. Foram testadas várias rotações, até observar mistura completa do lodo no líquido.

Para o gradiente de velocidade entre 15 e 20 s^{-1} e velocidade de rotação entre 30 e 35 rpm foi observada boa mistura do lodo no líquido. De posse desses valores foram dimensionados os agitadores com pás do tipo hélices inclinadas a 45º. Nas Figuras 4.6 e 4.7 são apresentados o desenho construtivo e a fotografia das pás dos agitadores do reator aerado, respectivamente.

Os agitadores foram projetados para as pás inferiores ficarem a 7cm acima do fundo do reator, de modo a não tocar nas pedras porosas, e as pás superiores ficavam a 25cm do fundo, a fim de não tocarem nas sondas.

No reator aerado, agitador de um setor girava no sentido horário, enquanto o outro de setor adjacente girava no sentido anti-horário de maneira a homogeneizar o lodo do sistema.

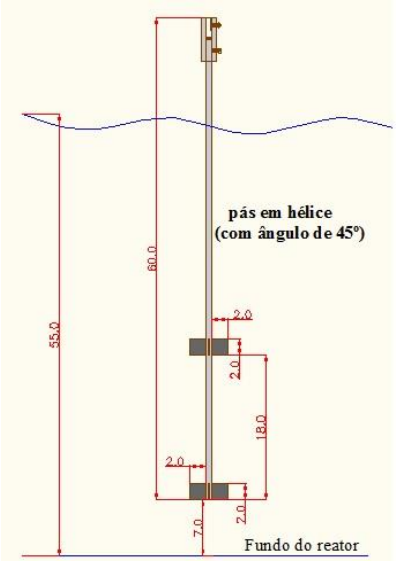

Figura 4.6 - Desenho do agitador do reator aerado (sem escala, medidas em cm).

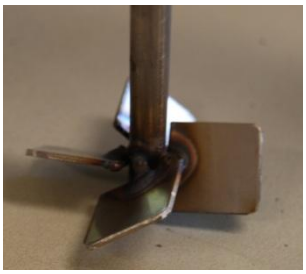

Figura 4.7 - Fotografia das pás de um agitador do reator aerado.

No decorrer da operação, foi observado que a linha de recirculação poderia arrastar ar em excesso para o início do reator aerado, pois a região onde a sua tomada se encontrava (próxima ao decantador secundário) era aerada intensamente e era desejado que no fim da linha de recirculação não houvesse entrada de ar, o que seria prejudicial para região anóxica. Para atenuar esse problema, foi feita alteração na saída da linha de recirculação e foi colocado um tubo, como respiro (na linha de recalque), pois se caso houvesse arraste de ar, pelo menos parte desse, não seria carregado pela linha de recirculação. Essa mudança foi feita no início da Etapa II - Fase 5. Na Figura 4.8 é mostrada a alteração realizada.

Frequentemente foi observada baixa qualidade de sedimentação de flocos formados quando se promove tratamento terciário – o quê ocorre em muitas ETEs em escala plena. No presente estudo, também foi constatado esse problema, o que acarretou arraste de biomassa no efluente. Esse fato causou dificuldades na operação do sistema. Devido ao excesso de “perda” de biomassa no reator aerado, por causa do fenômeno de “flotação” do lodo – que ocorria no decantador, foi confeccionada unidade adicional (janeiro de 2012 – Fase 3) para reter a biomassa arrastada, com objetivo de atenuar perdas de sólidos voláteis e prejuízo ao processo.

Essa unidade recebia o efluente após esse ser tratado na unidade experimental, se caso ocorresse arraste de biomassa, grande parcela ficava retida e era retornada ao sistema. O fundo dessa unidade tinha formato de pirâmide invertida para proporcionar melhor retenção da biomassa, que era retornada ao sistema. O retorno do lodo sedimentado foi realizado manualmente até o final da Fase 10 da Etapa II, e, posteriormente, foi feito por bomba que era acionada a cada 3h. Na Figura 4.9 é apresentada a unidade adicional.

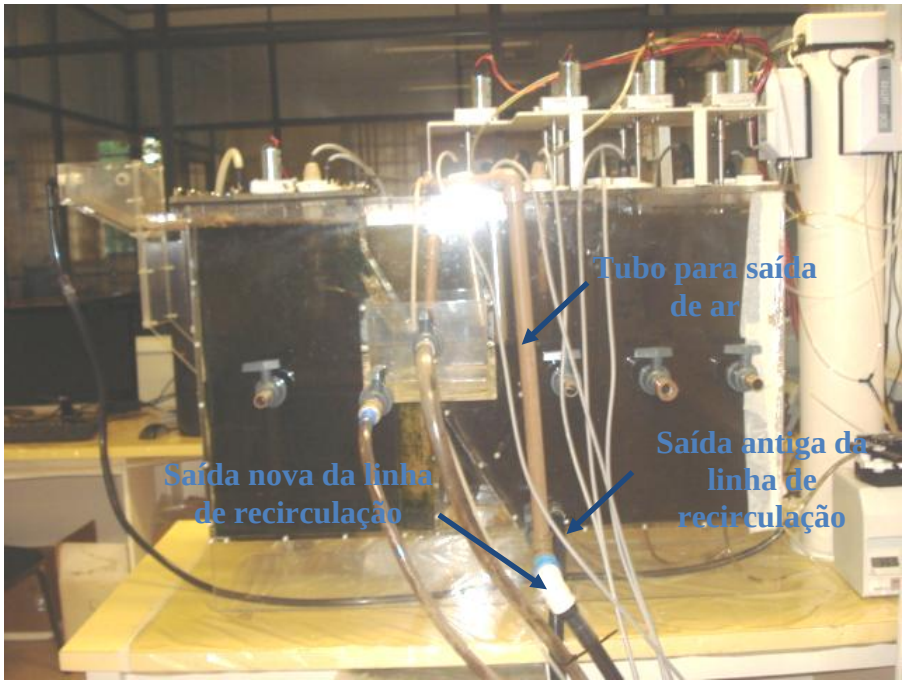

Figura 4.8 - Fotografia do sistema experimental em operação com a nova linha de recirculação.

Figura 4.9 - Fotografia da unidade adicional para retenção de biomassa arrastada.

4.4. Sistema de controle automatizado

Para elaboração do *software* do sistema de controle operacional, inicialmente foi realizada a coleta dos dados *on-line* medidos pelos sensores/sondas alocados ao longo do sistema experimental.

Na Figura 4.10 é apresentada a localização dos sensores (pH, OD, ORP) ao longo do sistema experimental durante a operação. Todos os sensores instalados foram classificados usando o número do setor onde cada sensor estava localizado. As sondas de N-amoniacal e nitrato$^-$ foram posicionadas no decantador secundário, durante as Fases 6; 7; 8 e 9, com exceção da Fase 8 na qual a sonda de N-amoniacal foi posicionada no Setor 5; a aquisição de dados para essas sondas só foi iniciada em junho de 2012, pois anteriormente essas sondas apresentaram problemas e foram encaminhadas à assistência técnica. Durante as Fases 10, 11 e 12 as sondas de amônia e nitrato não foram usadas no monitoramento. Os valores medidos pelos sensores posicionados no sistema experimental eram transmitidos via cabo ao Controlador Padrão SC 1000 (Hach), no qual era possível serem visualizados os valores das medições por meio de seu Display SC 1000 (Hach).

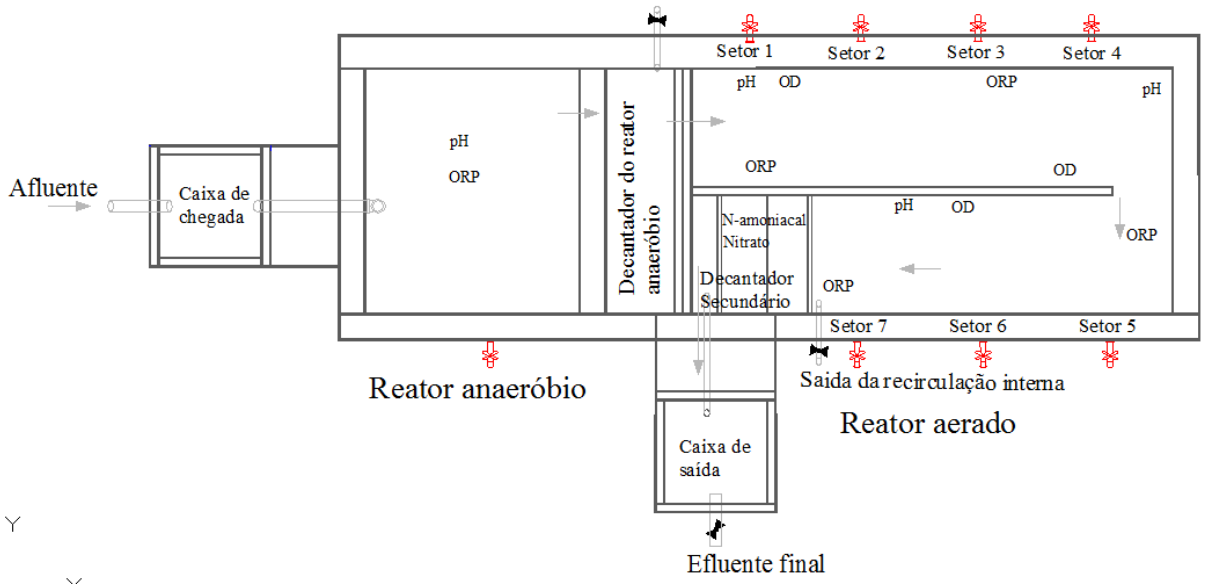

Figura 4.10 - Localização e distribuição dos sensores ao longo do sistema experimental durante a operação.

O Controlador Padrão SC 1000 (Hach) foi conectado ao sistema de aquisição de dados pelas portas de comunicação 4-20mA. O módulo de aquisição de dados utilizado era da National Instruments® modelo NI USB-6216, com comunicação USB (Universal Serial Bus), o qual foi conectado a um PC (Personal Computer).

Em microcomputador, foi instalado *software* especialmente escrito em linguagem LabView® em ambiente Windows 7® 64 bits para planejamento do controle operacional do sistema, com o auxilio de um módulo de conversão Analógico-Digital da marca National Instruments® NI USB-6216.

O intervalo de aquisição de dados *on-line* podia ser variado por meio do *software* e , durante o experimento, foi programada a obtenção de dados a cada um minuto. Esse sistema foi colocado em funcionamento no 135º dia de operação do sistema experimental.

Na Figura 4.11 é apresentado o esquema ilustrativo do sistema de controle automatizado.

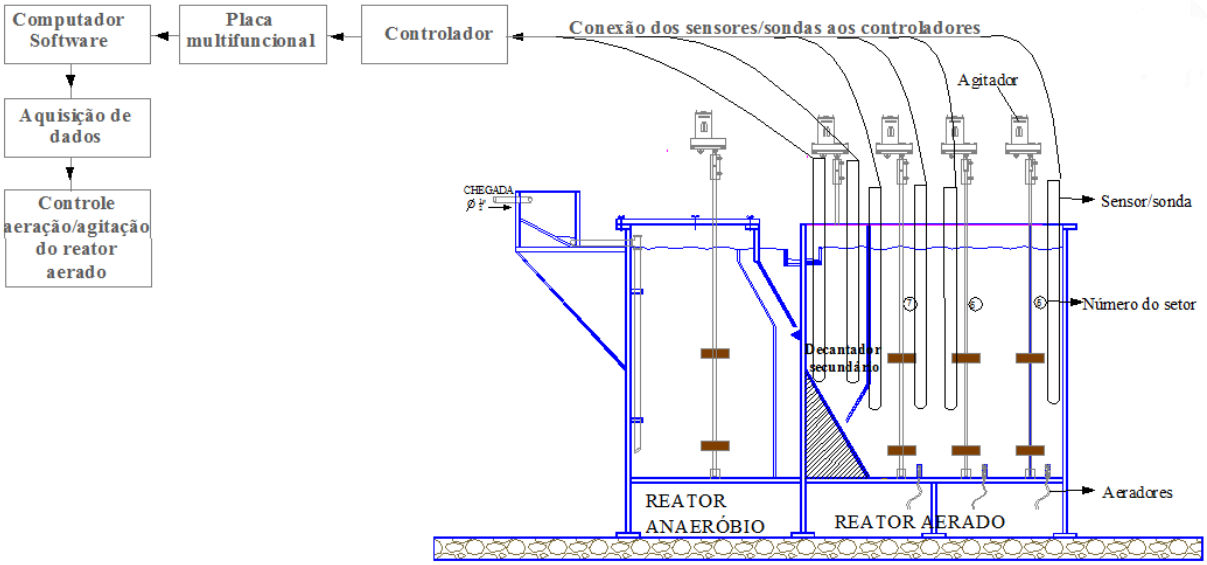

Figura 4.11 - Representação esquemática do sistema de controle automatizado.

Durante a Etapa I houve apenas a aquisição de dados em tempo real.

A partir da Etapa II, a aeração e a agitação começaram a ser controladas automaticamente. Buscou-se, durante a Etapa I, avaliar o comportamento do pH, ORP, OD, N-amoniacal e nitrato, medidos por sensores alocados ao longo da unidade experimental, de modo a obter pontos característicos nas curvas das variáveis monitoradas, que indicassem o processo biológico que estava ocorrendo. A partir de então, de posse dos valores registrados nos gráficos, foram introduzidas condições de *set point* ao *software* de controle com a finalidade de se ter o acionamento intercalado de aeradores ou agitadores nos setores do reator aerado em tempo real. Dessa maneira, foram criadas condições mais adequadas para ocorrência dos processos biológicos de remoção de nutrientes .

Na Figura 4.12 é apresentada a tela do *software* com a opção de escolher qual modo de controle da aeração/agitação fosse requerido.

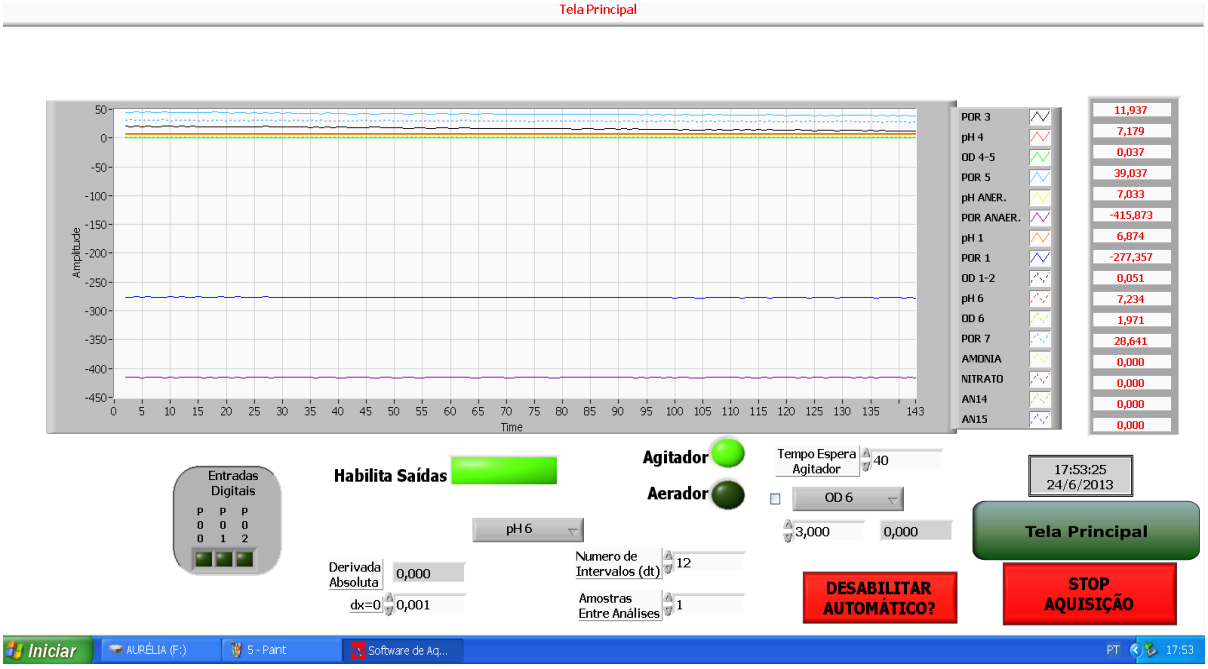

Figura 4.12 - Tela do software: aquisição de dados dos sensores e comando para determinar tempo de aeração/agitação.

Nas Fases 5 e 6 da Etapa II, os tempos de aeração/agitação foram pré-determinados, para Fase 5 foi de 30 minutos aerando e 30 minutos agitando, e, na Fase 6, tanto a duração do período de aeração como de agitação foi de 2h.

Com a aquisição dos dados em tempo real pelos sensores alocados ao longo do reator aerado, o *set point* para ligar ou desligar os aeradores e agitadores foi baseado na concentração de N-amoniacal medida no reator aerado durante as Fases 7 e 8. O controle era realizado seguindo uma estratégia de controle pré-determinada: a agitação iniciava-se quando a concentração de N-amoniacal era menor ou igual a $1mg.L^{-1}$, e mantinha-se ligada até a concentração alcançar valor de $10mg.L^{-1}$; quando esse valor era alcançado a aeração era iniciada e funcionava até a concentração chegar a $1mg.L^{-1}$.

Nas Fases 9 e 10, o *software* foi desenvolvido para usar o sensor de pH localizado no setor 6 para controlar a aeração/agitação. O acionamento da aeração/agitação foi baseado no perfil da curva do sensor de pH localizado no setor 6 do reator aerado. Como foi observado nos ciclos de aeração/agitação, a curva de pH tem um comportamento descendente e ascendente. Logo, quando o ponto de inflexão era constatado - derivada igual a zero - havia mudança do comando - ou aeração ou agitação. O *software* funcionava baseado no módulo da

derivada, que era obtido do monitoramento em tempo real. Para que o programa funcionasse, havia necessidade de acionar o botão "habilitar automático" e iniciar a aquisição de dados, pois o cálculo da derivada era feito com base nos valores que eram salvos no documento do sistema de aquisição de dados. Na tela do *software* apareciam três entradas para valores que o operador escolhia. As entradas eram: o valor de dx (dx = derivada obtida da curva do parâmetro selecionado, no caso pH); o número de intervalos (dt), que era o tamanho do intervalo no qual era feito o cálculo da derivada (dx) dos valores de pH medidos; e número de amostras entre análises, que significava de quanto em quanto tempo o cálculo da derivada era realizado e tinha que ser múltiplo do intervalo de aquisição de dados.

O valor adotado para "dx" foi igual a 0,001- o valor mais próximo de zero, para garantir que fosse atingido o ponto de inflexão da curva. O valor para número de intervalos e amostras entre análises foi variado no início da operação da Fase 9, observando em quais valores o período de aeração/agitação ficaria estável. Para Fase 9, foi adotado número de intervalos (dt) igual a 7 e amostras entre análises igual a 1; isso quer dizer que a cada 1 minuto era feito o cálculo de dx considerando o último valor medido de pH no setor 6 com relação ao valor medido a 7 minutos atrás. Para a Fase 10, o valor do número de intervalos (dt) foi de 8 e amostras entre análises igual a 2, com isso a derivada era calculada a cada 2 minutos.

Foi realizada implementação no *software* para as Fases 11 e 12, que consistiu em associar o sensor de pH e de OD do setor 6 para controlar aeração. Assim, mesmo quando o ponto de inflexão fosse constatado e acionado o comando para desligar os aeradores, esses só eram desligados se a concentração de OD no setor 6 fosse maior que $3mgO_2.L^{-1}$. Após os aeradores serem desligados, os agitadores eram ligados e após ser constatado o ponto de inflexão para mudança de comando, o sistema ficava um período adicional sob agitação, no presente estudo esse período foi de 60 minutos para as Fases 11 e 12.

Na Figura 4.13 são apresentados esquemas ilustrativos de como era feito o comando do *software* de controle da aeração/agitação.

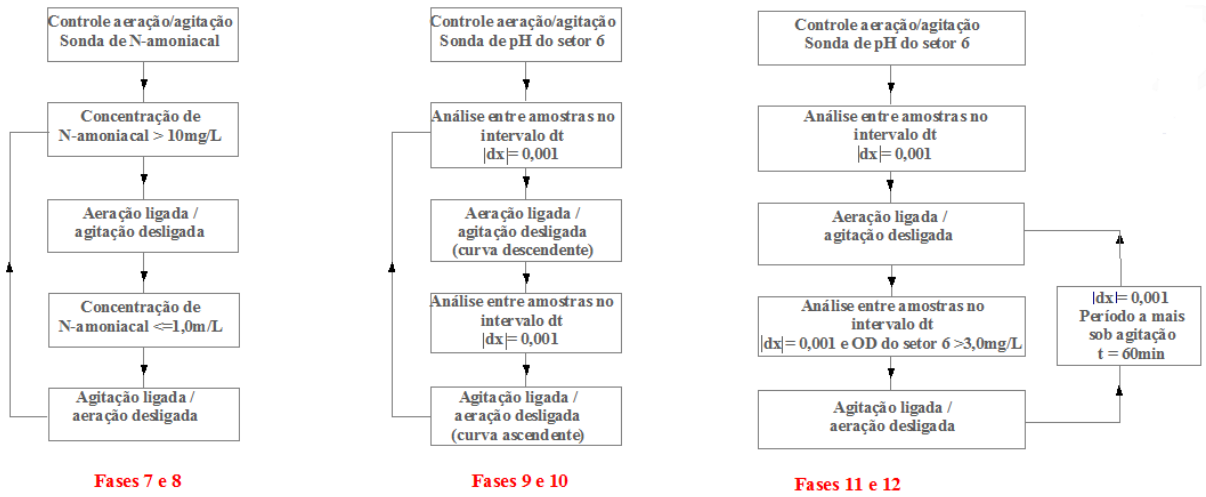

Figura 4.13 - Esquema ilustrativo do *software* de controle da aeração/agitação duração a operação do sistema experimental.

4.5. Inoculação do sistema experimental

No dia 10/05/2011 foi iniciada a operação do sistema de tratamento de esgoto sanitário com a inoculação de lodos anaeróbio e aeróbio provenientes da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) Jardim das Flores, em Rio Claro – SP.

Para o início de operação do sistema, no reator anaeróbio foram adicionados, aproximadamente, 17 litros (40% do volume) de lodo do reator UASB da ETE Jardim das Flores. O reator aerado foi preenchido com 28 litros (aproximadamente 40% do volume útil) com lodo proveniente da linha de recirculação do sistema de lodos ativados da ETE Jardim das Flores.

O sistema de tratamento da ETE Jardim das Flores é constituído por reatores UASB seguidos por lodos ativados e possui capacidade de tratar vazão média de 91,0L.s^{-1}. O lodo anaeróbio foi coletado na região inferior do reator UASB. O lodo aeróbio foi coletado da linha de recirculação (lodo proveniente de decantador secundário). Na ETE Jardim das Flores, parte do lodo aeróbio descartado é recirculado no reator anaeróbio, de modo que ocorra a digestão do mesmo.

Após a inoculação, foi iniciada a alimentação com esgoto sanitário, os aeradores foram ligados no reator aerado, com isso o sistema começou a ser operado em uma sala climatizada com temperatura de 22±3°C.

No dia 18/05/2012, foram colocados aproximadamente 20% do volume do reator aerado (14L) de lodo do reator de lodos ativados proveniente da ETE Água da Serra

- Limeira/SP. Essa nova adição de lodo (inoculação) foi necessária, pois, durante a Fase 5 foi observada queda da atividade de nitrificação.

A ETE Água de Serra – Limeira – SP tem configuração semelhante a da ETE Jardim das Flores – Rio Claro – SP e tem capacidade para tratar 192,0L.s^{-1}. O lodo aeróbio foi coletado na linha de recirculação que sai do decantador secundário.

Em meados de janeiro de 2013 foi constatado que o reator aerado entrou em "desequilíbrio" (decorrente de arraste de sólidos no efluente). No dia 22/02/2013 foi realizada nova reinoculação com lodo aeróbio proveniente do sistema de lodos ativados da ETE Água da Serra - Limeira/SP. Essa nova adição de lodo (aproximadamente 20% do volume útil do reator anóxico/aeróbio) foi necessária, pois, enquanto o sistema foi operado com o lodo existente não houve recuperação. Essa adição de inóculo foi uma tentativa para recuperar o processo de nitrificação e melhorar a remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos.

Em abril (04/04/2013), tendo em vista que o reator aerado não se recuperou com a inoculação anterior, foi realizada nova reinoculação (aproximadamente 30% do volume útil com lodo aeróbio proveniente da ETE Água da Serra – Limeira/SP).

Mesmo assim, não foi verificada recuperação da atividade nitrificante, portanto, em junho (17/06/2013) foi realizada nova inoculação com aproximadamente 45% do volume útil de lodo aeróbio no reator aerado. Nessa oportunidade, também, foi feita a reinoculação no reator anaeróbio, acrescentando-se 20% de lodo. Os lodos foram proveniente da ETE Jardim das Flores – Rio Claro/SP.

A caracterização série de sólidos totais e suspensos dos inóculos coletados foi realizada conforme "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012, 22ª edição)".

Foi feito ensaio microbiológico para determinação das bactérias nitrificantes e desnitrificantes no lodo aeróbio usado como inóculo do reator aerado apenas na primeira coleta realizada na ETE Jardim das Flores e na ETE Água da Serra. A técnica empregada para estimar o número de bactérias nitrificantes foi a do Número Mais Provável (NMP) modificada por Schmitd e Belser (1982)[4] *apud* Marchetto (2001) e adaptada por Marchetto (2001) para amostras de esgoto sanitário. O número de bactérias desnitrificantes foi determinado por meio da técnica do NPM modificada por Tiedje et al. (1982)[5] *apud* Marchetto (2001), e adaptada por Marchetto (2001).

4. SCHMIDT, E.T.; BELSER, L.W. Nitrifying Bacteria. In: PAGE, A.L.; MILLER, R.H.; KEENEY, D.R. **Methods of soil analysis - Part 2 Chemical and Microbiological properties.** 2ªed. Madison, Wisconsin:USA.1982. p. 1027-1041.

5. TIEDJE, J.M. et al. Denitrification: ecological niches, competition and survival. **Antonie van Leeuwenhoek J. Microbiology.** 1982. P.568-583.

No Quadro 4.1 são apresentados os volumes de lodo usado em cada inoculação.

Quadro 4.1 – Volume de lodo usado para inoculação.

INOCULAÇÃO DATA	LODO	VOLUME (L)
10/05/11 – ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	17,0
	Aeróbio	28,0
22/05/2012 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-
	Aeróbio	14,0
18/02/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-
	Aeróbio	21,0
04/04/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-
	Aeróbio	21,0
17/06/2013 ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	8,5
	Aeróbio	31,5

Destaca-se aqui que houve a necessidade de efetuar várias inoculações no reator aerado em decorrência do arraste de sólidos que ocorria com grande frequência ocasionando desequilíbrio na biomassa presente no sistema.

4.6. Delineamento do monitoramento experimental

No Quadro 4.2, estão apresentadas as condições operacionais do sistema experimental. Nesse Quadro são mostrados: o tempo de retenção celular para o reator aerado, a razão entre a vazão de recirculação interna no reator aerado e a vazão afluente (RI), o tempo de detenção hidráulica médio (TDH) para cada reator e a condição de agitação/aeração adotada para o reator aerado.

Com relação à recirculação do lodo do decantador secundário, no sistema em estudo foi feita a recirculação interna contendo nitrato, juntamente com o lodo do tanque de aeração próximo ao decantador. O lodo sedimentado no decantador tinha acesso ao tanque de aeração, junto ao ponto de tomada da recirculação.

O delineamento experimental da pesquisa foi composto por três Etapas, sendo: Etapa 0, formada pelo o período inicial de operação do sistema (Fase 0); Etapa I constituída por quatro fases e Etapa II por oito fases.

O início de operação do sistema experimental, nomeado como Etapa 0 - Fase 0, teve

duração de 119 dias e foram realizadas análises para avaliação do desempenho dos reatores. Nesse período tentou-se alcançar bom nível de nitrificação total e concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente e no tanque de aeração estável.

Quadro 4.2 - Condições de operação da instalação experimental.

Etapa	**Fase**	**θ_C (dia)**	**Q_R / Q**	**TDH (hora)**		**Setor – condição operacional**							**Controle da aeração intermitente**
				TDH_{an}	*TDH_{aer}.*	*1*	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*	*7*	
0	0	-	1	8,0	12,5	AER							-
I	1	-	3	8,0	12,5	AG		AER				AER/ AG	-
	2	10	6	8,0	12,5	AG		AER				AER/ AG	-
	3	10	3	8,0	12,5	AG			AER			AER/ AG	-
	4	20	6	8,0	12,5	AG			AER			AER/ AG	-
II	5	20	6	8,0	12,5	Aeração intermitente (controle por ciclo)						AER/ AG	Tempo pré-determinado
	6		6	8,0	12,5	Aeração intermitente (controle por ciclo)						AER/ AG	Tempo pré-determinado
	7		6	8,0	12,5	Aeração intermitente (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real
	8		3	4,0	8,6	Aeração intermitente (os agitadores ficaram desligados durante o período de agitação) (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real
	9		3	4,0	8,6	Aeração intermitente (os agitadores ficaram desligados durante o período de agitação) (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real
	10		6	4,0	8,6	Aeração intermitente (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real
	11		4	4,0	12,0	Aeração intermitente (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real
	12		4	4,0	12,0	Aeração intermitente (controle em tempo real)						AER/ AG	Controle em tempo real

TDHan. – tempo de detenção hidráulica médio no reator anaeróbio; TDHaer. – tempo de detenção hidráulica médio no reator aerado; AER – com aeração; AG – só com agitação, sem aeração; AER/AG – aeração com agitação.

Durante o início de operação, o sistema foi alimentado com vazão afluente média de 5,44L.h^{-1}. O tempo de detenção hidráulica médio do reator anaeróbio foi de 8,0h e do reator aerado de 12,5h. A razão entre a vazão de recirculação e a vazão de entrada do reator aerado foi mantida em valor próximo a um.

Na Etapa I foi iniciado o estudo de estratégias de operação utilizando setores aerados e não aerados. O tempo de detenção hidráulica médio para o reator anaeróbio e reator aerado foi o mesmo do período de inicial de operação. A razão de recirculação interna média foi de 3 e 6, e também foi variado o número de setores com aeração e de setores somente com agitação, de acordo com Quadro 4.2. No decorrer do desenvolvimento dessa Etapa, foi verificada a necessidade de aumentar a região sem aeração; por isso nas Fases 3 e 4 foi estudado o comportamento do reator aerado com três setores somente com agitação, e os outros quatro com aeração.

Na Etapa II, o tempo de detenção hidráulica para os reatores foi o mesmo da Etapa anterior para as Fases 5; 6 e 7. Para as Fases 8; 9 e 10 da Etapa II, o tempo de detenção hidráulica médio do reator anaeróbio foi reduzido em 50% ($TDH_{,ana}$ = 4,0h), em uma tentativa de se aumentar a taxa de carregamento orgânico aplicada no reator aerado. Um extravasor foi colocado no decantador do reator anaeróbio para retirar o excesso da vazão. Com isso, o novo TDH_{aer} foi de 8,6h e seu valor foi reduzido em 31% em relação ao TDH_{aer} usado nas fases anteriores. Nas Fases 11 e 12, o tempo de detenção hidráulica médio do reator anaeróbio foi mantido em 4,0h; no entanto, o tempo de detenção hidráulica médio do reator aerado foi aumentado para 12,0h.

O reator aerado foi operado, durante a Etapa II, com aeração intermitente nos seis primeiros setores, e o sétimo setor era aerado durante todo o tempo. Durante a execução do período inicial e da Etapa I foi constatada a necessidade de aerar, de forma contínua, o último setor (Setor 7) do reator aerado para reduzir a flutuação do lodo no decantador. A aeração contínua no último setor foi justificada pelo fato de se atenuar os efeitos da desnitrificação eventual nesta unidade e de se tentar maior retenção de fósforo nos flocos.

Condições de operação de aeração intermitente com tempo de aeração ligada/aeração desligada fixo e variável foram estudadas durante a Etapa II para o reator aerado. Quando o tempo de aeração ligada/aeração desligada foi variável, esse foi controlado por sinais enviados pelos sensores a um *software* que acionava os aeradores ou agitadores conforme exposto no item 4.4.

Quando o reator aerado foi operado com tempo de aeração ligada/aeração desligada fixo (Fases 5 e 6 da Etapa II) foi utilizada apenas a razão de recirculação interna média igual a 6. Os tempos de aeração ligada/aeração desligada fixos foram estabelecidos em 30min/30min na Fase 5 e 120min/120min na Fase 6.

Para as Fases 7; 8; 9; 10; 11 e 12 da Etapa II, o tempo de aeração ligada/aeração desligada foi variável em função do *software* utilizado. Foram confeccionados dois

softwares com *setpoints* diferentes. O *software* 1 foi usado para acionar os aeradores ou agitadores na Fase 7 com RI de 6 e na Fase 8 com RI de 3. No *sofware* 1 usou-se como *set point* a concentração de nitrogênio amoniacal do efluente. A diferença entre as Fases 9 e 10 foi a razão de recirculação e foi usado o *software* 2, baseado no perfil do pH medido no setor 6 do reator aerado para ligar e desligar a aeração/agitação. Para a Fase 9 a razão de recirculação foi igual a 3, já na Fase 10 a recirculação foi de 6. Destaca-se que durante a Fase 9 e 10, não houve agitação, o período em que era para o reator estar sob ação dos agitadores, não houve movimentação para que o lodo repousasse de modo a tentar aumentar a taxa de desnitrificação no sistema.

Nas Fases 11 e 12, os agitadores do reator aerado foram religados, o controle da aeração/agitação continuou a ser feito baseado no perfil de pH, porém para que os aeradores fossem desligados, além de ser identificado o ponto de inflexão na curva do pH, a concentração de OD no tanque de aeração tinha que ser maior ou igual a 3,0 $mgO_2 . L^{-1}$. Após as duas condições satisfeitas, a agitação era iniciada e, após ser verificado o ponto de inflexão, o período de agitação mantinha-se por mais um período de 60 minutos; somente após transcorrido esse período a aeração era iniciada, novamente. A razão de recirculação interna foi de 4 para ambas as fases. Durante a execução dessas fases, a recirculação interna do reator aerado era ligada somente quando o comando da aeração era acionado e era desligada quando o sistema estava sob agitação. Esse controle foi feito em conjunto com o *software* que comandava a aeração/agitação.

O reator anaeróbio foi mantido sob a agitação durante todo o experimento, com exceção da Fase 12 em que o agitador foi desligado.

Quanto ao controle da idade de lodo aeróbio, esse começou a ser efetuado a partir da Fase 2 da Etapa I. Foi realizado o controle “hidráulico” retirando-se diariamente 1/10 do volume do tanque de aeração para manter θ_c de 10 dias (Fase 2 e 3) e 1/20 do volume do tanque de aeração para manter θ_c de 20 dias (Fase 4; 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 e 12). Aumentou-se o tempo de retenção celular após a Fase 3, na tentativa de melhorar os processos de nitrificação e de desnitrificação. Com muita frequência, era observado, durante a operação do reator aerado arraste de lodo no decantador secundário, o que acarretava significativa perda de biomassa do processo. Devido às perdas de biomassa, foi confeccionada uma unidade complementar na qual o lodo ficava retido e era retornado ao processo. Com isso, buscou-se manter o valor de SSV no reator em valores mais elevados, contudo, mesmo assim, não foram atingindos os valores de concentração de biomassa

almejados. Nota-se que o θ_C nesta pesquisa foi ajustado, da melhor forma possível, descartando-se diretamente o licor misto do tanque de aeração.

4.7. Procedimento experimental

O monitoramento do sistema experimental era feito diariamente para acompanhar a operação e a manutenção de todos os equipamentos instalados.

Havia o monitoramento *on-line* por meio de sensores de pH, OD, potencial redox, temperatura nos reatores e de N-amoniacal e N-NO_3^- somente no reator aerado.

A limpeza dos sensores e do sistema experimental era realizada semanalmente. A calibração dos sensores e da bomba dosadora era realizada uma vez por semana.

O monitoramento físico-químico foi realizado para acompanhar o desempenho do sistema experimental quanto à remoção de matéria orgânica e nutrientes e era feito semanalmente, quando possível. Após inoculação dos reatores do sistema experimental, o monitoramento das variáveis físico-químicas dos reatores anaeróbio e aerado começou a ser realizado.

Durante o período inicial de operação, a frequência de análises físico-químicas, nos dois primeiros meses, foi semanal; contudo, após 63 dias de operação, as análises passarem a ser feitas quinzenalmente.

A partir da Etapa I, o protocolo seguido foi que, após iniciar uma nova fase, as análises físico-químicas somente eram realizadas após 14 dias de operação, depois desse período as análises passavam a ocorrer semanalmente para acompanhar o comportamento do sistema experimental.

Para realização das análises físico-químicas eram feitas coletas de amostras compostas do afluente, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aerado.

A amostra composta consistia de 7 coletas realizadas durante período de 24 horas, em pontos determinados do sistema experimental (caixa de entrada, decantador do reator anaeróbio e caixa de saída). A coleta era iniciada no dia anterior à realização das análises das variáveis investigadas, às 8h, e a cada duas horas, até as 18h, era coletada uma amostra manualmente. No dia de realização das análises, era feita a última coleta às 8h. Com isso, era preparada uma amostra composta. Essas amostras eram preservadas durante o período de amostragem e, posteriormente, eram encaminhadas ao laboratório para análise dos parâmetros físico-químicos investigados.

As análises das variáveis investigadas foram feitas conforme “Standard Methods

for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012, 22ª edição)", com exceção dos ensaios para determinação da concentração de ácidos voláteis, que eram feitas de acordo com Dilallo; Albertson (1961) modificado por Ripley et al. (1986). As análises eram realizadas no Laboratório de Saneamento e no LATAR, ambos pertencentes ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC – USP. No Quadro 4.3 encontram-se os parâmetros analisados para as amostras líquidas dos reatores e os respectivos métodos.

Quadro 4.3 - Variáveis e métodos de análise *off line* (afluente e efluente de ambos os reatores).

Variável	Método
Alcalinidade ($mgCaCO_3.L^{-1}$)	Titulométrico – Ripley et al (1986)
Ácidos voláteis ($mgHac.L^{-1}$)	Titulométrico – Dilallo e Albertson (1961)
Série de sólidos – ST, SF, SV, SST, SSF e SSV – ($mg.L^{-1}$)	Gravimétrico – APHA (2540 – B, D e E)
DBO_{total} e $DBO_{filtrada}$ ($mgO_2.L^{-1}$)	Aparelho respirométrico BOD Track II Hach – APHA (5210-B)
DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ ($mgO_2.L^{-1}$)	Colorimétrico – APHA (5220 – D)
$N\text{-}NTK_{total}$ e $N\text{-}NTK_{solúvel}$ ($mgN.L^{-1}$)	Titulométrico – APHA (4500 – Norg – B)
$N\text{-}amon_{total}$ e $N\text{-}amon_{solúvel}$ ($mgN.L^{-1}$)	Titulométrico – APHA (4500 – NH_3 –C)
$N\text{-}NO_2^-$ ($mgN.L^{-1}$)	FIA* – APHA (4500 – NO_3^- – I)
$N\text{-}NO_3^-$ ($mgN.L^{-1}$)	FIA* – APHA (4500 – NO_3^- – I)
$P\text{-}PO_4^-$ ($mgPO_4^-.L^{-1}$)	Colorimétrico – APHA (4500-P – E e J)
Metais (Cd total, Cr, Cu, Fe, Mn, Ni, Pb e Zn)	Espectofotômetro de absorção atômica – APHA (3111 B)

* FIA: Flow Injection Analysis

As amostras filtradas, para análise de DQO e DBO, passavam por membrana com diâmetro de poro médio de 1,2μm, e, para análise de nitrogênio total, as amostras eram filtradas em membrana com diâmetro de poro médio de 0,45μm. O índice volumétrico de lodo (IVL) foi monitorado para o lodo do reator anóxico/aeróbio.

Para as medidas *on-line* foram usados os seguintes sensores:

- pH: Differential pH sensor (Hach);
- ORP: Differential ORP sensor (Hach);
- OD: 5740 sc Galvanic Membrane Dissolved Oxygen sensor (Hach);
- N-amoniacal: NH4D sc Ammonium sensor (Hach) – sensor com eletrodo de íon seletivo;
- Medida de nitrato: NO3D sc Nitrate sensor (Hach) – sensor com eletrodo de

íon seletivo.

No sensor de pH havia um sensor de temperatura que realizava as medidas e seu valor foi acompanhado durante todo o período experimental.

4.8. Avaliação dos resultados

Com os dados obtidos por meio das análises foi feito tratamento estatístico básico que compreende a média aritmética (X), o desvio padrão (σ), o coeficiente de dispersão (σ/X), o valor mínimo (Mín.) e máximo (Máx.), e o número de amostras.

As eficiências de remoção do reator anaeróbio, do reator aerado e do sistema experimental quanto à matéria orgânica (DBO ou DQO) e nitrogênio total para cada fase foram calculadas por meio das Equações 4.1, 4.2 e 4.3, respectivamente. As eficiências de nitrificação e de desnitrificação foram calculadas usando as Equações 4.5 e 4.6, respectivamente. Destaca-se que o afluente do reator aerado considerado nos cálculos é o efluente do reator anaeróbio.

- Remoção de matéria orgânica e de nitrogênio total no reator anaeróbio:

$$Ereator,ana = \frac{Xaf - Xef,ana}{Xaf} x\ 100 \qquad \text{Equação 4.1}$$

- Remoção de matéria orgânica e de nitrogênio total no reator aerado:

$$Ereator,aer = \frac{Xef,ana - Xef,aer}{Xef,ana} x\ 100 \qquad \text{Equação 4.2}$$

- Remoção de matéria orgânica e de nitrogênio total no sistema experimental

$$Esist.exp = \frac{Xaf - Xef,aer}{Xaf} x\ 100 \qquad \text{Equação 4.3}$$

- Eficiência do processo de nitrificação:

$$Nitrificação\ (\%) = \frac{NTKef,ana - NTKef,aer}{NTKef,ana} x\ 100 \qquad \text{Equação 4.4}$$

- Eficiência do processo de desnitrificação:

$$Desnitrificação\ (\%) = \frac{NTKef,ana - NTKef,aer - NOxef,aer}{NTKef,ana - NTKef,aer} x\ 100 \qquad \text{Equação 4.5}$$

Em que:

Xaf – é valor de DBO, DQO ou da concentração de NTK afluente do sistema experimental.

Xef,ana – é valor de DBO, DQO ou da concentração de NTK do efluente do reator anaeróbio.

Xef,aer – é valor de DBO, DQO ou da concentração de NTK do efluente do reator aerado.
NTKef,ana – refere-se ao valor da concentração NTK do efluente do reator anaeróbio.
NTKef,aer – refere-se ao valor da concentração NTK do efluente do reator aerado.
NOxef,aer – expressa a concentração de nitrogênio na forma oxidada (nitrito e nitrato) do efluente do reator aerado.

Os dados serão apresentados em forma de gráficos e tabelas no decorrer do capítulo 5 - -Resultados e Discussão.

No apêndice A são apresentadas tabelas com os dados das análises de rotina efetuadas durante o período de operação do reator.

Como foram estudadas muitas condições operacionais para o sistema, foi usado o teste de hipótese ANOVA (ANalysis Of VAriance) com nível de significância de 5% – que compara as médias de duas ou mais "populações" de maneira a avaliar se as diferenças observadas entre as médias das amostras foram realmente significativas estatisticamente.

Página intencionalmente deixada em branco.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Caracterização dos inóculos

5.1.1. Série de sólidos e DQO

Para caracterização do lodo anaeróbio e aeróbio usados como inóculos no sistema experimental foram realizadas a análise da série de sólidos totais e suspensos, que estão apresentadas nas Tabelas 5.1 e 5.2, respectivamente. Também são apresentados os valores de temperatura e pH dos lodos usados na Tabela 5.1 A relação de SVT/ST e SST/ST resultou próxima a 0,60 e maior que 0,85 respectivamente, o que indica elevada quantidade de matéria orgânica nos inóculos utilizados.

Tabela 5.1 - Resultado da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) dos lodos anaeróbio e aeróbio usados como inóculos no sistema experimental.

INOCULAÇÃO DATA	LODO	Temp. (°C)	pH	$ST_{médio}$ ($mg.L^{-1}$)	$STV_{médio}$ ($mg.L^{-1}$)	STV/ST
10/05/11 – ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	24,2	7,24	26.820	15.690	0,59
	Aeróbio	22,9	7,06	22.800	1.5530	0,68
22/05/2012 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-	-
	Aeróbio	20,3	6,20	12.960	8.480	0,65
18/02/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-	-
	Aeróbio	24,3	6,67	14.920	10.980	0,74
04/04/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-	-
	Aeróbio	23,1	6,52	12.480	8.580	0,69
17/06/2013 ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	20,4	6,54	2.1890	14.760	0,67
	Aeróbio	19,9	6,94	18.970	14.320	0,75

Tabela 5.2 - Resultado da concentração de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) dos lodos anaeróbio e aeróbio usados como inóculos no sistema experimental.

INOCULAÇÃO DATA	LODO	$SST_{médio}$ ($mg.L^{-1}$)	$SSV_{médio}$ ($mg.L^{-1}$)	SSV/SST	SST/ST
10/05/11 – ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	23.200	14.200	0,61	0,87
	Aeróbio	21.320	13.900	0,65	0,93
22/05/2012 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-
	Aeróbio	12.180	8.130	0,68	0,94
18/02/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-
	Aeróbio	14030	9.870	0,70	0,94
04/04/2013 ETE Água da Serra	Anaeróbio	-	-	-	-
	Aeróbio	11.410	7.740	0,68	0,91
17/06/2013 ETE Jardim das Flores	Anaeróbio	20.620	14.020	0,68	0,94
	Aeróbio	17.670	13.630	0,77	0,93

5.1.2. Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes e desnitrificantes

O ensaio de NMP teve como objetivo verificar a presença de organismos de interesse no lodo aeróbio, que foi usado como inóculo no reator aerado. Como a pesquisa visou remover nitrogênio era necessário que o lodo tivesse organismos desnitrificantes e nitrificantes.

Na Tabela 5.3 é apresentado o resultado do ensaio de NMP de bactérias desnitrificantes e nitrificantes do lodo aeróbio da ETE Jardim das Flores e da ETE Água da Serra.

Tabela 5.3 - Resultado do Número Mais Provável (NMP) de bactérias desnitrificantes e nitrificantes do lodo aeróbio usado como inóculo do reator aerado.

INOCULAÇÃO DATA	Bactéria	NMP.mL^{-1}	NMP.gSSV^{-1}
10/05/11 – ETE Jardim das Flores	Desnitrificantes	$9{,}2 \times 10^{7}$	$6{,}62 \times 10^{3}$
	Nitrificantes oxidadoras de amônia	$> 1{,}6 \times 10^{7}$	$> 1{,}15 \times 10^{3}$
	Nitrificantes oxidadoras de nitrito	$1{,}7 \times 10^{3}$	$1{,}22 \times 10^{-1}$
22/05/2012 ETE Água da Serra	Desnitrificantes	$1{,}3 \times 10^{7}$	$1{,}60 \times 10^{3}$
	Nitrificantes oxidadoras de amônia	$2{,}3 \times 10^{6}$	$2{,}83 \times 10^{2}$
	Nitrificantes oxidadoras de nitrito	$1{,}1 \times 10^{3}$	$1{,}35 \times 10^{-1}$

Com o resultado do ensaio de NMP foi constatada a presença de bactérias responsáveis pelos processos de nitrificação e desnitrificação no lodo aeróbio usado como inóculo. O ensaio de NMP foi realizado apenas na primeira coleta de lodo em cada ETE, pois como os resultados mostraram a presença dos micro-organismos de interesse, foi considerado que nas amostras coletados posteriormente esses estariam presentes.

5.2. Operação do sistema experimental

O texto apresentado nesse item tem o intuito de auxiliar no entendimento dos resultados a serem apresentados e também mostrar o que foi realizado durante todo o período de operação do sistema.

Como houve vários problemas operacionais e ajustes durante a parte experimental que interferiram nos resultados, nesse item são apresentados alguns esclarecimentos complementares que viabilizam melhor interpretação das conclusões dessa pesquisa.

O período inicial de operação foi destinado a testes, o qual resultou na decisão pela mudança no ponto de coleta da amostra afluente do sistema experimental, que passou a ser realizado na caixa de entrada da unidade experimental em vez de ser coletada diretamente do registro que vinha da caixa de passagem, pois quando esse era aberto, sendo sua vazão maior que da bomba, era arrastado muito lodo, que estava acumulado no fundo da caixa de passagem. Esse arraste de sólidos fazia com que os resultados de DQO de amostra bruta e sólidos fosse muito maior do que realmente o sistema recebia.

Após 35 dias de operação foi observada queda brusca no pH no reator aerado devido ao processo de nitrificação. Por isso, foi iniciada a adição de alcalinidade na entrada desse reator e a carga acrescentada de alcalinidade foi baseada em critérios visando manter a alcalinidade total na saída igual ou maior que $80 mgCaCO_3.L^{-1}$. Foi usado bicarbonato de sódio para o provimento de alcalinidade no reator aerado. A dosagem adicionada era calculada com base no valor de alcalinidade total no efluente do reator aerado, sendo também considerado no cálculo o valor da alcalinidade total afluente.

Com 49 dias de operação foi obtida conversão de nitrogênio, ocorrendo a nitrificação em mais que 90%, porém, posteriormente, ocorreram alguns desequilíbrios no sistema, que diminuíram a taxa de nitrificação. No entanto, após algumas semanas, sob controle e manutenção criteriosos, foi verificada concentração de sólidos suspensos voláteis estável no efluente do reator aerado e aumento da taxa de nitrificação; assim,foi dado início a Fase 1 da Etapa I.

O agitador do reator anaeróbio foi instalado no dia 2/08/11, após 84 dias de operação do sistema, como tentativa de aumentar a eficiência desse reator. Os agitadores do reator aerado foram instalados após 112 dias de operação, pois até essa ocasião, a meta principal era criar ambiente adequado para a nitrificação, para depois ser iniciada a atividade destinada ao estudo do processo de desnitrificação (mistura sem aeração).

Praticamente, durante quase todo o período de operação do sistema experimental, a separação sólido/líquido no decantador do reator aerado apresentou problemas. Houve vários episódios em que parcela significativa do lodo “flotava” no decantador, e, por consequência, ocorria arraste. Foram feitas várias tentativas para manter teor elevado de SSV no tanque de aeração, e uma delas consistiu em colocar um sistema *air lift* próximo ao decantador e interno à zona de aeração, para que os flocos não fossem arrastados com efluente.

Como o problema de má sedimentação do lodo no decantador persistiu, a partir do 91º dia de operação foi iniciado o monitoramento do IVL, pois esse índice é uma avaliação (embora rudimentar) simples da sedimentabilidade do lodo.

Com relação ao reator anaeróbio, após 3 meses de operação, foi observado acúmulo de lodo na superfície do seu decantador, que ocorreu por causa da presença de gases no setor de sedimentação. Esse problema de gases gerados no lodo no setor de decantação ocasionou o arraste de lodo junto com efluente, fenômeno que já fora observado durante a operação. Foi iniciado, assim, o retorno diário manual de aproximadamente 1L de lodo anaeróbio para a caixa de entrada.

Ao final da Fase 9, foi observado comportamento irregular no reator aerado: o lodo foi arrastado com o efluente diminuindo, assim, a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração. Esse período de instabilidade no reator aerado foi nomeado de Fase de Recuperação, na qual não foram realizadas análises periódicas, apenas foram acompanhadas as concentrações de N-amoniacal, nitrito e nitrato. Após 28 dias, sem observar recuperação natural dos processos de degradação de matéria orgânica e conversão de nitrogênio no reator aerado, foi realizada reinoculação de lodo aeróbio e o reator foi operado com aeração contínua por mais 15 dias; nesse período foram feitas análises de DQO e série de nitrogênio para acompanhar a recuperação do reator aerado. Posteriormente, com a estabilidade do reator aerado recuperada, foi dado início a execução da Fase 10.

Durante a Fase 10 não foi observada recuperação da atividade nitrificante e após seu fim, foi realizada nova reinoculação no sistema experimental e foi iniciada a Fase 11. Para essa fase foi feita atualização no *software* de controle, porém alguns erros ocorreram na automatização durante a operação e a atividade nitrificante variou bastante nesse período. Na Fase 12, a agitação do reator anaeróbio foi desligada e tentou-se alcançar processo de nitrificação estável, porém após 28 dias de operação, houve queda na concentração de NO_x, como não houve recuperação do processo de nitrificação, foram encerradas as atividades experimentais.

5.3. Monitoramento da operação do sistema experimental

Neste subcapítulo são apresentados valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos e número de dados analisados das variáveis investigadas obtidos durante o período experimental, que durou 833 dias.

5.3.1. *pH, alcalinidade e ácidos voláteis*

Na Tabela 5.4 estão listados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para o pH durante o período experimental.

Tabela 5.4 – Valores de pH para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental

Etapa - Fase	Amostra	Variável - pH					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	6,94	0,26	0,04	6,55	7,35	12
	Efluente do reator anaeróbio	7,00	0,19	0,03	6,69	7,34	12
	Efluente do reator aerado	7,30	0,29	0,04	6,85	7,85	12
I - 1	Afluente	7,11	0,20	0,03	6,88	7,40	5
	Efluente do reator anaeróbio	7,07	0,10	0,01	6,93	7,17	5
	Efluente do reator aerado	7,60	0,19	0,03	7,37	7,89	5
I - 2	Afluente	7,09	0,06	0,01	7,00	7,14	4
	Efluente do reator anaeróbio	7,03	0,04	0,01	6,98	7,08	4
	Efluente do reator aerado	7,44	0,21	0,03	7,25	7,74	4
I - 3	Afluente	7,15	0,09	0,01	7,02	7,22	4
	Efluente do reator anaeróbio	7,05	0,06	0,01	6,96	7,10	4
	Efluente do reator aerado	7,50	0,14	0,02	7,36	7,66	4
I - 4	Afluente	7,08	0,12	0,02	6,97	7,24	4
	Efluente do reator anaeróbio	7,05	0,12	0,02	6,92	7,21	4
	Efluente do reator aerado	7,37	0,10	0,01	7,23	7,46	4
II - 5	Afluente	7,20	0,11	0,02	7,09	7,33	5
	Efluente do reator anaeróbio	7,08	0,10	0,01	6,91	7,17	5
	Efluente do reator aerado	7,67	0,13	0,02	7,57	7,88	5
II -6	Afluente	7,23	0,11	0,02	7,08	7,44	7
	Efluente do reator anaeróbio	7,09	0,09	0,01	6,94	7,20	7
	Efluente do reator aerado	7,54	0,11	0,01	7,38	7,69	7
II - 7	Afluente	7,02	0,04	0,01	6,98	7,07	5
	Efluente do reator anaeróbio	6,97	0,06	0,01	6,89	7,05	5
	Efluente do reator aerado	7,29	0,10	0,01	7,11	7,38	5
II - 8	Afluente	7,13	0,08	0,01	6,99	7,20	6
	Efluente do reator anaeróbio	7,18	0,14	0,02	7,03	7,46	6
	Efluente do reator aerado	7,37	0,12	0,02	7,23	7,55	6
II - 9	Afluente	7,17	0,05	0,01	7,09	7,23	6
	Efluente do reator anaeróbio	7,16	0,07	0,01	7,08	7,28	6
	Efluente do reator aerado	7,47	0,10	0,01	7,32	7,56	6
II - 10	Afluente	7,23	0,20	0,03	7,03	7,53	5
	Efluente do reator anaeróbio	7,31	0,06	0,01	7,25	7,40	5
	Efluente do reator aerado	7,58	0,27	0,04	7,20	7,83	5
II - 11	Afluente	7,22	0,04	0,01	7,18	7,29	5
	Efluente do reator anaeróbio	7,17	0,05	0,01	7,07	7,20	5
	Efluente do reator aerado	7,51	0,14	0,02	7,35	7,73	5
II - 12	Afluente	7,19	0,09	0,01	7,08	7,29	4
	Efluente do reator anaeróbio	7,15	0,05	0,01	7,07	7,19	4
	Efluente do reator aerado	7,57	0,11	0,01	7,47	7,73	4

Observa-se por meio dos resultados apresentados na Tabela 5.4 que os valores médios de pH para o afluente e efluente do reator anaeróbio mantiveram-se próximos durante todo o período experimental. Conforme Speece (1996), reatores anaeróbios devem ser operados com pH entre 6,5 e 8,2; portanto durante o experimento os valores pH mostraram que o ambiente foi favorável para a ocorrência do processo anaeróbio.

O valor do pH do efluente do reator aerado foi sempre ligeiramente maior que o valor do afluente, pois durante a operação houve adição de alcalinidade no setor 1 do reator para que não houvesse oscilações bruscas do pH devido ao processo de nitrificação e o mesmo fosse mantido estável e sempre acima de 7,00. De acordo com Metcalf & Eddy (2004), valores de pH abaixo de 6,80 diminuem significativamente as taxas de nitrificação e valores de pH entre 7,50 e 8,00 proporcionam taxas de nitrificação ótimas. Ao observar os valores de pH do afluente e do efluente do reator aerado foi constatado que o ambiente era adequado para o processo de nitrificação e desnitrificação.

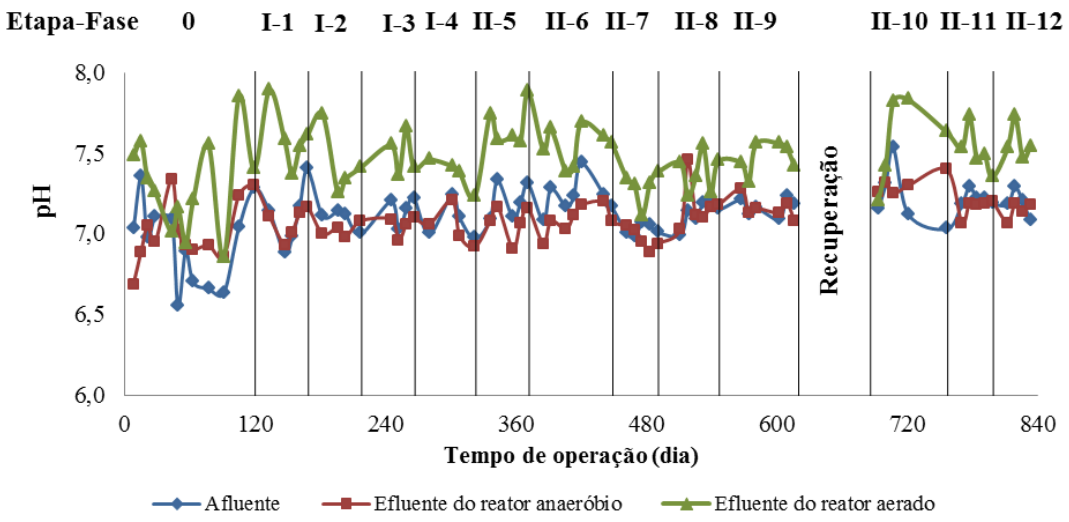

Figura 5.1 – Resultados de pH para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

Ao analisar os valores do coeficiente de dispersão apresentados na Tabela 5.4, observa-se que os valores foram baixos, logo, afirma-se que o valores de pH medidos durante todo o período experimental foram homogêneos para os pontos analisados.

A Tabela 5.5 apresenta os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para alcalinidade total durante o período experimental.

Tabela 5.5 - **A**lcalinidade total para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - Alcalinidade total ($mgCaCO_3.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	162	36	0,22	90	215	12
	Efluente do reator anaeróbio	161	31	0,19	84	197	12
	Efluente do reator aerado	108	56	0,52	37	193	12
I - 1	Afluente	174	9	0,05	159	184	5
	Efluente do reator anaeróbio	190	13	0,07	173	208	5
	Efluente do reator aerado	155	56	0,36	87	235	5
I - 2	Afluente	186	3	0,02	183	190	4
	Efluente do reator anaeróbio	194	15	0,08	178	214	4
	Efluente do reator aerado	126	47	0,37	82	184	4
I - 3	Afluente	182	17	0,09	158	198	4
	Efluente do reator anaeróbio	195	14	0,07	181	213	4
	Efluente do reator aerado	148	25	0,17	116	173	4
I - 4	Afluente	170	13	0,08	153	183	4
	Efluente do reator anaeróbio	184	7	0,04	177	193	4
	Efluente do reator aerado	122	7	0,06	113	129	4
II - 5	Afluente	195	15	0,08	173	216	5
	Efluente do reator anaeróbio	205	10	0,05	193	219	5
	Efluente do reator aerado	198	29	0,15	164	242	5
II -6	Afluente	197	16	0,08	174	212	7
	Efluente do reator anaeróbio	217	17	0,08	186	242	7
	Efluente do reator aerado	153	31	0,20	104	184	7
II - 7	Afluente	204	24	0,12	164	223	5
	Efluente do reator anaeróbio	214	35	0,16	155	243	5
	Efluente do reator aerado	138	28	0,20	106	175	5
II - 8	Afluente	212	18	0,08	184	236	6
	Efluente do reator anaeróbio	217	9	0,04	207	230	6
	Efluente do reator aerado	124	15	0,12	97	137	6
II - 9	Afluente	222	50	0,23	156	285	6
	Efluente do reator anaeróbio	231	40	0,17	193	289	6
	Efluente do reator aerado	177	59	0,33	133	282	6
II - 10	Afluente	316	19	0,06	297	339	5
	Efluente do reator anaeróbio	332	11	0,03	318	347	5
	Efluente do reator aerado	269	106	0,39	122	361	5
II - 11	Afluente	322	8	0,02	313	331	5
	Efluente do reator anaeróbio	343	15	0,04	324	364	5
	Efluente do reator aerado	279	99	0,35	181	443	5
II - 12	Afluente	336	20	0,06	313	359	4
	Efluente do reator anaeróbio	339	9	0,03	330	347	4
	Efluente do reator aerado	291	192	0,66	233	443	4

Conforme Piveli e Kato (2006), diversos pesquisadores observaram, a produção natural de alcalinidade em reatores anaeróbios devido à formação de sais e ácidos voláteis. Esse comportamento ocorreu no presente estudo, visto que após a fase inicial de operação, o valor de alcalinidade total do efluente do reator anaeróbio foi maior que o valor afluente, o que pode ser visualizado por meio da Figura 5.2 que apresenta o comportamento da alcalinidade total durante todo o período experimental. Os valores de coeficiente de dispersão para o afluente e efluente do reator anaeróbio foram baixos o que indica valores homogêneos durante as fases experimentais.

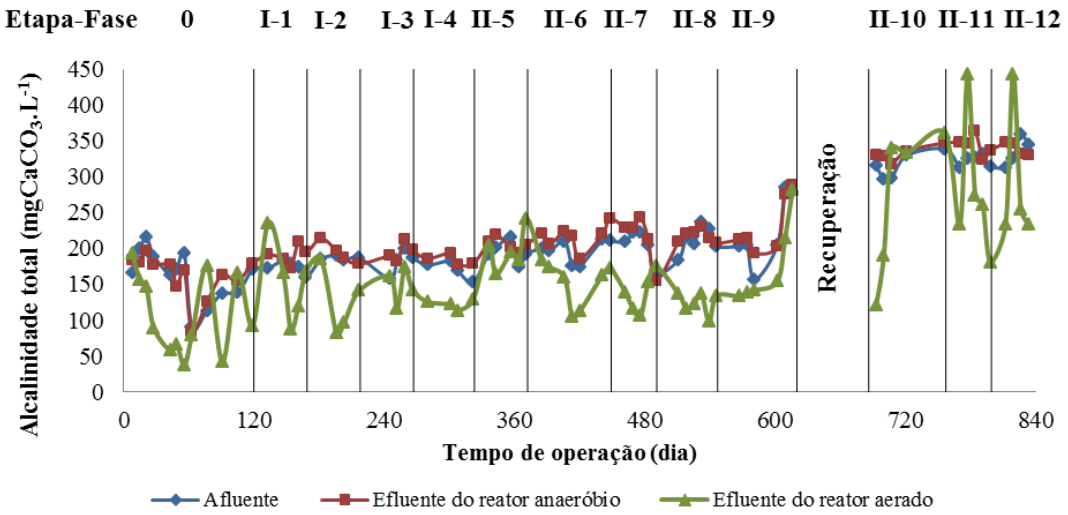

Figura 5.2 - Resultados de alcalinidade total para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

É de conhecimento que a alcalinidade é consumida no processo de lodos ativados e com isso o pH do tanque de aeração tende a diminuir. Segundo Gerardi (2002) é importante manter quantidade adequada de alcalinidade no tanque de aeração para prover pH estável e assegurar a presença de carbono inorgânico para bactérias nitrificantes. Por isso, no presente estudo, foi realizada adição de alcalinidade durante o período experimental.

O cálculo da dosagem de alcalinidade adicionada ao reator aerado era feito com base no valor de alcalinidade afluente e na demanda para nitrificação, considerando que o valor no efluente deveria ser maior que 80mg$CaCO_3$.L^{-1} conforme Metcalf & Eddy (2004), com isso obtinha-se o valor de demanda de alcalinizante e tendo a vazão da bomba dosadora definia-se a concentração da solução. A concentração da solução

preparada variou ao longo do experimento em função da variação da qualidade do afluente do reator aerado.

O valor médio de alcalinidade total no reator aerado variou ao longo do período experimental e nas últimas três fases os valores foram mais elevados. Essa variação foi decorrente da adição de alcalinidade que ocorria no reator para manter o pH do sistema estável, porém quando o processo de nitrificação era bem sucedido havia consumo da alcalinidade, no entanto, quando havia queda do processo de nitrificação, a alcalinidade era "acumulada" no sistema, pois sua aplicação era contínua. Como o processo de nitrificação foi instável, ao longo do período experimental, foram observadas variações nos valores de alcalinidade total no efluente do reator aerado. Isso é confirmado por meio dos valores de coeficiente de dispersão, que para algumas fases foram maiores que 0,30 indicando que os valores foram heterogêneos. Como houve adição de alcalinidade no reator aerado não foi possível fazer um balanço de massa preciso sobre os processos de nitrificação e desnitrificação.

A Tabela 5.6 apresenta os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para alcalinidade parcial durante o período experimental.

Na Tabela 5.7 estão apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados da concentração de ácidos voláteis para as amostras do efluente do reator anaeróbio para as Etapas I e II.

Não foi observado acúmulo de ácidos voláteis no reator anaeróbio, visto que a razão entre alcalinidade a ácidos voláteis e alcalinidade total teve valor médio de 0,10 ± 0,04 para todo o período de operação.

Os valores do coeficiente de dispersão variaram bastante durante o experimento, indicando que para algumas fases os dados foram mais homogêneos (<0,30) e para outras, mais heterogêneos.

Tabela 5.6 - Alcalinidade parcial para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - Alcalinidade parcial ($mgCaCO_3.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	92	27	0,29	47	129	12
	Efluente do reator anaeróbio	108	23	0,21	64	145	12
	Efluente do reator aerado	74	39	0,52	25	140	12
I - 1	Afluente	110	3	0,03	106	114	5
	Efluente do reator anaeróbio	139	12	0,09	124	155	5
	Efluente do reator aerado	121	46	0,38	65	188	5
I - 2	Afluente	114	2	0,02	112	116	4
	Efluente do reator anaeróbio	135	17	0,13	120	156	4
	Efluente do reator aerado	93	36	0,39	59	138	4
I - 3	Afluente	115	11	0,09	101	125	4
	Efluente do reator anaeróbio	138	11	0,08	124	149	4
	Efluente do reator aerado	109	22	0,21	79	131	4
I - 4	Afluente	107	5	0,05	101	112	4
	Efluente do reator anaeróbio	131	7	0,06	122	137	4
	Efluente do reator aerado	109	22	0,21	79	131	4
II - 5	Afluente	128	8	0,06	116	138	5
	Efluente do reator anaeróbio	147	13	0,09	126	161	5
	Efluente do reator aerado	150	23	0,15	120	182	5
II -6	Afluente	130	9	0,07	118	139	7
	Efluente do reator anaeróbio	161	13	0,08	140	182	7
	Efluente do reator aerado	116	25	0,21	78	139	7
II - 7	Afluente	129	16	0,12	106	149	5
	Efluente do reator anaeróbio	154	29	0,19	108	187	5
	Efluente do reator aerado	108	24	0,23	84	142	5
II - 8	Afluente	136	13	0,10	113	150	6
	Efluente do reator anaeróbio	156	11	0,07	147	173	6
	Efluente do reator aerado	96	14	0,15	72	111	6
II - 9	Afluente	151	36	0,24	106	201	6
	Efluente do reator anaeróbio	173	23	0,13	150	203	6
	Efluente do reator aerado	139	49	0,35	104	228	6
II - 10	Afluente	207	5	0,02	201	213	5
	Efluente do reator anaeróbio	234	2	0,01	232	237	5
	Efluente do reator aerado	210	84	0,40	93	282	5
II - 11	Afluente	217	11	0,05	205	228	5
	Efluente do reator anaeróbio	245	8	0,03	236	258	5
	Efluente do reator aerado	219	83	0,38	131	356	5
II - 12	Afluente	235	19	0,08	212	254	4
	Efluente do reator anaeróbio	231	20	0,08	207	254	4
	Efluente do reator aerado	147	57	0,39	67	196	4

Tabela 5.7 - Concentração de ácidos voláteis para amostras do efluente do reator anaeróbio durante o período experimental.

Etapa - Fase	Variável - AGV ($mgCH_3COOH.L^{-1}$)					
	X	**σ**	**X/ σ**	**Mín.**	**Máx.**	**Nº de amostras**
0	32	10	0,31	16	52	11
I - 1	22	3	0,14	19	25	3
I - 2	31	3	0,10	27	33	3
I - 3	16	1	0,06	16	17	4
I - 4	21	4	0,19	18	28	5
II - 5	25	10	0,40	16	41	5
II -6	20	2	0,10	19	25	7
II - 7	30	12	0,40	20	51	5
II - 8	40	9	0,23	31	54	6
II - 9	39	16	0,41	24	56	6
II - 10	42	8	0,19	36	52	5
II - 11	45	8	0,18	31	52	5
II - 12	49	12	0,24	36	64	4

5.3.2. Sólidos suspensos totais

Na Tabela 5.8 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as concentrações de sólidos suspensos totais (SST) durante o período experimental.

A relação média de sólidos suspensos voláteis / sólidos suspensos totais para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado foi de 0,87; 0,88 e 0,88; respectivamente.

A Figura 5.3 ilustra os resultados das concentrações de SST obtidas durante o período experimental para os pontos analisados.

Constata-se, na Figura 5.3, que após a Fase 0 a concentração de sólidos suspensos totais no efluente do reator aerado permaneceu estável. No entanto, a partir da Fase 9, a concentração de sólidos suspensos no efluente do reator aerado tendeu a aumentar, isso foi devido à instabilidade na sedimentabilidade do lodo que foi arrastado junto ao efluente, o que ocasionou aumento da concentração de matéria orgânica medida como DQO e DBO no efluente desse reator.

Na Figura 5.3 pode-se notar que houve maior arraste de sólidos junto do efluente no reator anaeróbio a partir da Fase 8. Destaca que a partir da Fase 8, o reator anaeróbio começou a ser operado com TDH igual a 4,0h e o possível aumento da vazão pode ter ocasionado maior arraste de sólido no efluente. Destaca-se que a velocidade ascensional

para TDH de 4,0h foi de 0,13m.h^{-1} e a taxa de aplicação superficial no decantador do foi de 0,42m^{3}·(m^{2}.h)$^{-1}$, valores na faixa do recomendado para reatores anaeróbios.

Tabela 5.8 - Concentração de sólidos suspensos totais para amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - SST (mg.L^{-1})					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	249	155	0,62	62	528	8
	Efluente do reator anaeróbio	69	33	0,48	24	118	8
	Efluente do reator aerado	38	28	0,74	16	93	8
I - 1	Afluente	150	110	0,73	72	334	5
	Efluente do reator anaeróbio	67	21	0,31	51	103	5
	Efluente do reator aerado	23	4	0,18	16	27	5
I - 2	Afluente	104	23	0,22	79	135	4
	Efluente do reator anaeróbio	78	24	0,31	46	100	4
	Efluente do reator aerado	31	6	0,19	23	36	4
I - 3	Afluente	82	24	0,29	53	111	4
	Efluente do reator anaeróbio	74	17	0,23	63	99	4
	Efluente do reator aerado	12	7	0,54	6	18	4
I - 4	Afluente	83	31	0,37	49	115	5
	Efluente do reator anaeróbio	47	13	0,27	25	56	5
	Efluente do reator aerado	15	7	0,45	10	27	5
II - 5	Afluente	112	19	0,17	81	127	5
	Efluente do reator anaeróbio	64	12	0,18	52	82	5
	Efluente do reator aerado	9	6	0,65	3	19	5
II -6	Afluente	124	48	0,38	81	222	7
	Efluente do reator anaeróbio	71	25	0,35	50	107	7
	Efluente do reator aerado	13	5	0,41	4	21	7
II - 7	Afluente	124	45	0,37	81	191	5
	Efluente do reator anaeróbio	65	22	0,33	44	90	5
	Efluente do reator aerado	10	3	0,32	8	16	5
II - 8	Afluente	111	61	0,55	61	204	6
	Efluente do reator anaeróbio	96	40	0,42	62	171	6
	Efluente do reator aerado	18	3	0,19	13	22	6
II - 9	Afluente	77	24	0,31	57	120	6
	Efluente do reator anaeróbio	70	28	0,41	36	104	6
	Efluente do reator aerado	36	23	0,63	14	76	6
II - 10	Afluente	107	29	0,27	83	150	5
	Efluente do reator anaeróbio	114	25	0,22	90	147	5
	Efluente do reator aerado	40	19	0,46	22	61	5
II - 11	Afluente	75	10	0,14	67	92	5
	Efluente do reator anaeróbio	84	26	0,31	66	127	5
	Efluente do reator aerado	37	24	0,64	11	68	5
II - 12	Afluente	91	41	0,45	59	150	4
	Efluente do reator anaeróbio	84	20	0,24	60	110	4
	Efluente do reator aerado	24	13	0,54	13	41	4

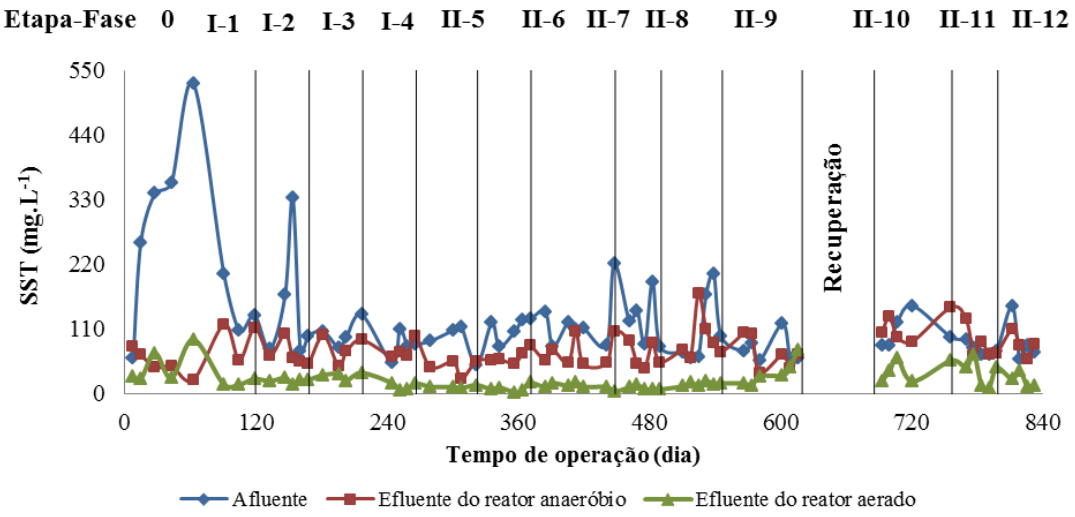

Figura 5.3 - Resultados da concentração de sólidos suspensos totais para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

5.3.3. *Sólidos totais e suspensos no tanque de aeração*

Na Tabela 5.9 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as concentrações de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração durante o período experimental.

Ao analisar os valores apresentados na Tabela 5.9, observa-se que a máxima concentração média de SSVTA foi de 2.170mg.L^{-1}. Para sistema de lodos ativados convencional plug flow, Metcalf & Eddy (2004) recomenda concentração de SSTTA de 1.000 a 3.000mg.L^{-1}. Como o sistema em estudo era em escala de bancada e buscava-se alcançar a desnitrificação endógena era necessário que a concentração de sólidos no tanque de aeração fosse alta, no entanto, somente para as Fases 2; 4; 6; 11 e 12; a concentração média de SSTTA foi um pouco maior que 2.000mg.L^{-1} e não foi mantida estável ao longo do tempo.

A concentração de sólidos suspensos totais (SSTTA) no tanque de aeração e a concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) do reator aerado ao longo do sistema experimental são mostradas na Figura 5.4. Nessa figura há uma linha para destacar o valor de concentração de 2.000mg.L^{-1}, a título de referência.

Tabela 5.9 - Concentração de sólidos suspensos totais no tanque de aeração (SSTTA) e de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - SST ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	SSTTA	1035	200	0,19	750	1400	10
	SSVTA	860	190	0,22	550	1225	10
I - 1	SSTTA	1855	420	0,23	1505	2570	5
	SSVTA	1565	375	0,24	1225	2180	5
I - 2	SSTTA	2135	305	0,14	1685	2350	4
	SSVTA	1860	345	0,18	1390	2195	4
I - 3	SSTTA	1430	165	0,12	1190	1575	4
	SSVTA	1255	135	0,11	1060	1370	4
I - 4	SSTTA	2040	275	0,13	1660	2410	5
	SSVTA	1760	225	0,13	1470	2060	5
II - 5	SSTTA	1915	543	0,28	1340	2570	5
	SSVTA	1645	505	0,31	1175	2310	5
II -6	SSTTA	2115	335	0,16	1535	2585	7
	SSVTA	1815	270	0,15	1300	2115	7
II - 7	SSTTA	1635	205	0,12	1355	1830	5
	SSVTA	1490	180	0,12	1235	1665	5
II - 8	SSTTA	1325	130	0,10	1100	1460	6
	SSVTA	1200	115	0,10	1010	1355	6
II - 9	SSTTA	1670	270	0,16	1145	1890	6
	SSVTA	1450	240	0,17	975	1625	6
II - 10	SSTTA	1755	455	0,26	1460	2560	5
	SSVTA	1185	390	0,33	890	1865	5
II - 11	SSTTA	2170	490	0,23	1670	2720	5
	SSVTA	1765	360	0,20	1360	2165	5
II - 12	SSTTA	2000	190	0,09	1850	2250	4
	SSVTA	1705	160	0,09	1540	1925	4

Como é mostrado na Figura 5.4, não foi possível manter concentração desejável estável de sólidos suspensos no tanque de aeração, isso foi devido, principalmente, ao arraste de biomassa. Após a colocação da unidade adicional (Fase 4), sempre que ocorria o arraste do lodo, este ficava, em grande parte, retido na caixa de saída e era retornado ao sistema de forma manual a fim de evitar perdas maiores de biomassa. Esse fenômeno de arraste de biomassa interferiu diretamente na atividade de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio; afetando principalmente a biomassa nitrificante que tem taxa crescimento menor que das bactérias heterotróficas. A relação média de SSVTA/SSTTA foi de 0,86±0,05.

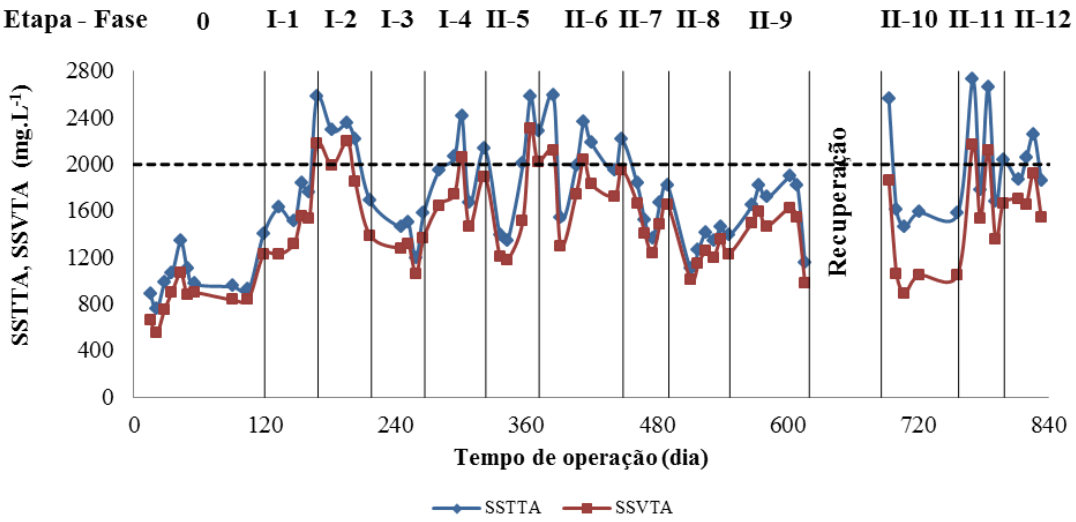

Figura 5.4 - Resultados da concentração de SSTTA e SSVTA do reator aerado durante o período de operação do sistema experimental.

Na realidade, desejava-se alcançar valores médios de SSVTA superiores a 2.500mg.L^{-1} para se conseguir maior sucesso na desnitrificação e na remoção de fósforo, porém isso não foi possível.

A medida do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) apresentou valor médio, durante o período experimental, de 262±106mL.g^{-1}, o que é indicativo de lodo de sedimentabilidade ruim de acordo com Mecalf & Eddy (2004). Na Figura 5.5 é ilustrado o comportamento do índice durante o período experimental, com uma linha tracejada destacando o valor de 200mL.g^{-1}, valores abaixo desse indicam sedimentabilidade média a boa. É possível observar, que durante a maior parte do experimento o índice esteve acima de 200mL.g^{-1}, indicando má sedimentabilidade do lodo.

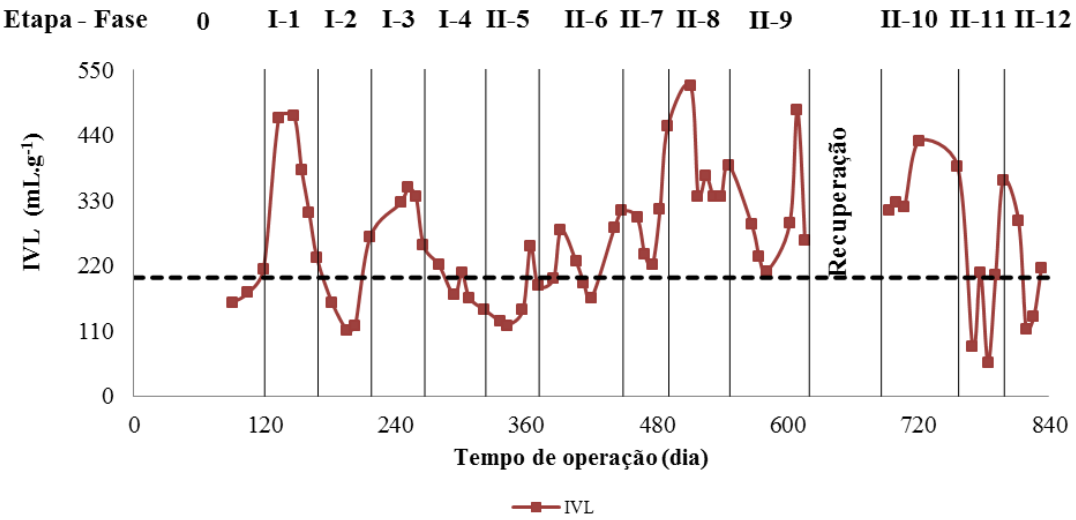

Figura 5.5 - Resultados de IVL durante o período de operação do reator aerado.

5.3.4. Taxa de carregamento orgânica e nitrogenada aplicada no reator aerado

Na Tabela 5.10, são apresentados, para o reator aerado, os valores de: taxa de DQO aplicada (kgDQOaplicada/kgSSVTA.d), taxa de NTK aplicada (kgNTKaplicado/kgSSVTA.d), relação F/M (kgDBOaplicada/kgSSVTA.d); relação DQO/NTK; relação DBO/NTK e relação DBO/N-amoniacal.

Tabela 5.10 - Taxa aplicada de DQO e NTK, relação F/M, DQO/NTK, DBO/NTK e DBO/N-amoniacal para o reator aerado durante o período experimental.

Etapa-Fase	SSVTA (mg/L)	$kgDQO_{aplicada}$ /kgSSVTA.dia	$kgNTK_{aplicado}$/ kgSSVTA.dia	F/M ($kgDBO_{aplicada}$ /kgSSVTA.dia)	DQO/ NTK	DBO/ NTK	DBO/ N-amoniacal
0-0	860±190	0,71±0,27	0,085±0,017	-	8,2±2,0	-	-
I-1	1565±375	0,36±0,15	0,056±0,013	0,09±0,03	6,4±2,1	1,6±0,4	1,9±0,4
I-2	1860±345	0,39±0,012	0,049±0,006	0,10±0,04	7,9±1,8	2,0±0,7	2,5±0,7
I-3	1255±135	0,37±0,03	0,063±0,010	0,09±0,02	5,9±0,4	1,5±0,3	1,8±0,4
I-4	1760±225	0,26±0,06	0,040±0,006	0,06±0,01	6,5±1,5	1,8±0,4	1,8±0,4
II-5	1645±505	0,36±0,12	0,060±0,017	0,10±0,05	5,9±0,7	1,8±0,5	2,2±0,7
II-6	1815±270	0,27±0,06	0,050±0,010	0,06±0,03	5,4±1,0	1,5±0,4	1,8±0,5
II-7	1490±180	0,36±0,09	0,062±0,013	0,11±0,03	5,9±1,2	1,8±0,5	2,1±0,6
II-8	1200±115	0,79±0,14	0,124±0,010	0,24±0,06	6,4±0,8	2,2±0,5	2,8±0,6
II-9	1450±240	0,60±0,28	0,091±0,034	0,13±0,06	6,5±0,9	1,6±0,4	1,9±0,5
II-10	1185±390	1,37±0,47	0,135±0,033	0,35±0,13	9,9±1,6	2,7±0,5	3,3±0,7
II-11	1765±360	0,54±0,14	0,062±0,008	0,16±0,04	8,7±2,5	2,6±0,5	3,1±0,4
II-12	1705±160	0,53±0,09	0,062±0,005	0,17±0,04	8,5±1,4	2,7±0,4	3,1±0,4

A relação DQO/NTK, muito importante para o processo biológico de remoção de nitrogênio; foi calculada com base na massa de DQO/dia no início do reator aerado dividida pela massa de NTK/dia afluente ao reator. Para o cálculo da massa de DQO/dia ($kg.d^{-1}$) foi considerado: o valor de DQO no afluente ao reator aerado; o valor da DQO que chega por meio da linha de recirculação que é igual ao valor de DQO no efluente do reator aerado (o início da linha de recirculação é localizado bem próximo ao decantador secundário) multiplicado por 0,3 (somente uma parcela DQO que retorna é prontamente disponível para uso); e o valor de DQO devido à recirculação do lodo não foi considerada nas ponderações efetivadas. Cada parcela foi multiplicada por sua respectiva vazão.

O cálculo da massa de DQO/dia e da massa NTK/dia foi feito da seguinte maneira:

$$massaDQO/dia(kg/dia) = [(Q_{afl} * DQO_{afl}) + (0{,}3 * Q_{rec} * DQO_{rec}) + (Q_{lodo} * DQO_{lodo})] * 10^{-3}$$

$$massaNTK/dia(kg/dia) = Q_{afl} * NTK_{afl} * 10^{-3}$$

Em que: DQO_{afl}: valor de DQO afluente ($g.m^{-3}$);

DQO_{rec}: valor de DQO na recirculação ($g.m^{-3}$) – adotado o valor de DQO igual ao do efluente do reator aerado;

NTK_{afl}: concentração de NTK afluente ($g.m^{-3}$);

$Q_{afl:}$ vazão afluente ($m^3.dia^{-1}$);

$Q_{rec:}$ vazão de recirculação ($m^3.dia^{-1}$), que é igual a RI (valor da razão da vazão de recirculação pela vazão afluente) multiplicada pela vazão afluente - o valor de RI foi: para Fase 0 igual a 1; Fases 1; 3; 8 e 9 igual a 3; Fases 2; 4; 5; 6;7 e 10 o valor foi de 6; e, Fases 11 e 12, RI foi igual a 4.

Da mesma forma que o cálculo da relação DQO/NTK foi realizado, foram feitos os cálculos para as relações DBO/NTK e DBO/N-amoniacal.

As relações F/M, DBO/NTK e DBO/N-amoniacal não foram calculadas para Fase 0, pois durante esse período não foi realizada análise de DBO.

Para sistema de lodos ativado com aeração prolongada é recomendado que o valor da relação F/M esteja entre 0,04 e 0,10kgDBO.$(kgSSVTA.dia)^{-1}$; e para sistema convencional é esperado que o valor esteja entre 0,2 e 0,4 kgDBO. $(kgSSVTA.dia)^{-1}$ (METCALF & EDDY, 2004). Com os valores obtidos na operação, em algumas fases os valores da relação F/M do reator aerado foram classificados como de um reator de aeração prolongada e em outras como de um reator convencional.

É conhecido o fato de que em sistemas de lodos ativados operados com baixa relação F/M, geralmente, há formação de flocos que sedimentam com dificuldades. Essa pode ser uma das justificativas para ocorrência do arraste de flocos no decantador secundário do sistema experimental.

5.3.5. Matéria orgânica

Destaca-se o fato de que o valor de DBO no afluente bruto sempre manteve-se em valores mais baixos em relação aqueles de esgoto com média concentração, de acordo com Metcalf & Eddy (2004) o valor médio de DBO para esse tipo de esgoto é de $190mgO_2.L^{-1}$. Em decorrência disso, a eficiência do reator anaeróbio sempre resultou relativamente baixa.

Durante a Fase 0 não houve realização da análise de DBO, essa começou a ser feita no início da Fase 1 da Etapa I.

Nas Tabelas 5.11 e 5.12 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as DBO de amostra bruta e filtrada, respectivamente, durante o período experimental.

Tabela 5.11 – Valores de DBO das amostras brutas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - DBO total ($mgO_2.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
I - 1	Afluente	217	89	0,41	136	323	5
	Efluente do reator anaeróbio	66	12	0,18	55	85	5
	Efluente do reator aerado	< 5	2	0,50	3	7	4
I - 2	Afluente	163	24	0,15	137	185	4
	Efluente do reator anaeróbio	80	15	0,19	64	97	4
	Efluente do reator aerado	7	3	0,43	4	11	4
I - 3	Afluente	154	20	0,13	126	170	4
	Efluente do reator anaeróbio	60	13	0,22	50	78	4
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,33	2	4	4
I - 4	Afluente	153	21	0,14	128	175	5
	Efluente do reator anaeróbio	55	11	0,20	40	69	5
	Efluente do reator aerado	< 5	3	0,75	2	8	5
II - 5	Afluente	187	20	0,11	157	208	5
	Efluente do reator anaeróbio	78	27	0,35	60	125	5
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,25	2	4	5
II -6	Afluente	178	54	0,30	104	268	6
	Efluente do reator anaeróbio	66	21	0,32	49	106	6
	Efluente do reator aerado	< 5	0	0,00	2	3	6
II - 7	Afluente	170	40	0,24	109	204	5
	Efluente do reator anaeróbio	78	26	0,33	58	118	5
	Efluente do reator aerado	< 5	0	0,00	3	4	5
II - 8	Afluente	174	32	0,18	139	227	6
	Efluente do reator anaeróbio	107	19	0,18	82	134	6
	Efluente do reator aerado	8	4	0,50	5	16	6
II - 9	Afluente	110	32	0,29	71	164	6
	Efluente do reator anaeróbio	67	19	0,28	37	83	6
	Efluente do reator aerado	6	4	0,67	2	13	6
II - 10	Afluente	165	24	0,15	138	200	5
	Efluente do reator anaeróbio	123	24	0,20	104	164	5
	Efluente do reator aerado	11	6	0,55	4	21	5
II - 11	Afluente	158	28	0,18	121	185	5
	Efluente do reator anaeróbio	122	6	0,05	116	131	5
	Efluente do reator aerado	11	2	0,18	8	13	5
II - 12	Afluente	164	22	0,13	131	177	4
	Efluente do reator anaeróbio	128	15	0,12	111	148	4
	Efluente do reator aerado	13	4	0,31	9	19	4

Para valores de DBO registrados pelo aparelho DBO Track II menor que 5, eles estão apresentados nas Tabelas 5.11 e 5.12 com essa indicação, pois esse é limite indicado para expressar o valor dessa variável.

Tabela 5.12 – Valores de DBO das amostras filtradas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - DBO filtrada ($mgO_2.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
I - 1	Afluente	82	26	0,32	54	120	5
	Efluente do reator anaeróbio	22	3	0,14	19	27	5
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,33	1	4	4
I - 2	Afluente	78	13	0,17	69	97	4
	Efluente do reator anaeróbio	33	13	0,39	20	46	4
	Efluente do reator aerado	< 5	3	0,75	2	8	4
I - 3	Afluente	80	7	0,09	73	89	4
	Efluente do reator anaeróbio	20	4	0,20	15	24	4
	Efluente do reator aerado	< 5	0	0,00	2	3	4
I - 4	Afluente	81	19	0,23	59	109	5
	Efluente do reator anaeróbio	21	3	0,14	20	26	5
	Efluente do reator aerado	< 5	2	0,67	1	5	5
II - 5	Afluente	88	22	0,25	59	114	5
	Efluente do reator anaeróbio	29	18	0,62	20	60	5
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,33	2	4	5
II -6	Afluente	87	42	0,48	37	163	6
	Efluente do reator anaeróbio	21	8	0,38	15	36	6
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,50	0	3	6
II - 7	Afluente	78	17	0,22	48	88	5
	Efluente do reator anaeróbio	30	11	0,37	21	47	5
	Efluente do reator aerado	< 5	0	0,00	2	3	5
II - 8	Afluente	87	20	0,23	61	116	6
	Efluente do reator anaeróbio	38	13	0,34	28	63	6
	Efluente do reator aerado	< 5	2	0,50	2	7	6
II - 9	Afluente	57	14	0,25	38	70	6
	Efluente do reator anaeróbio	29	12	0,41	18	47	6
	Efluente do reator aerado	< 5	1	1,00	1	3	6
II - 10	Afluente	77	14	0,18	65	99	5
	Efluente do reator anaeróbio	46	16	0,35	32	73	5
	Efluente do reator aerado	< 5	3	0,75	1	9	5
II - 11	Afluente	69	12	0,17	54	88	5
	Efluente do reator anaeróbio	46	3	0,07	42	49	5
	Efluente do reator aerado	< 5	3	0,75	2	9	5
II - 12	Afluente	69	15	0,22	49	84	4
	Efluente do reator anaeróbio	44	6	0,14	37	51	4
	Efluente do reator aerado	< 5	1	0,25	3	5	4

Nas Figuras 5.6 e 5.7 são apresentados os comportamentos da DBO para amostra bruta e amostra filtrada ao longo do sistema experimental, respectivamente.

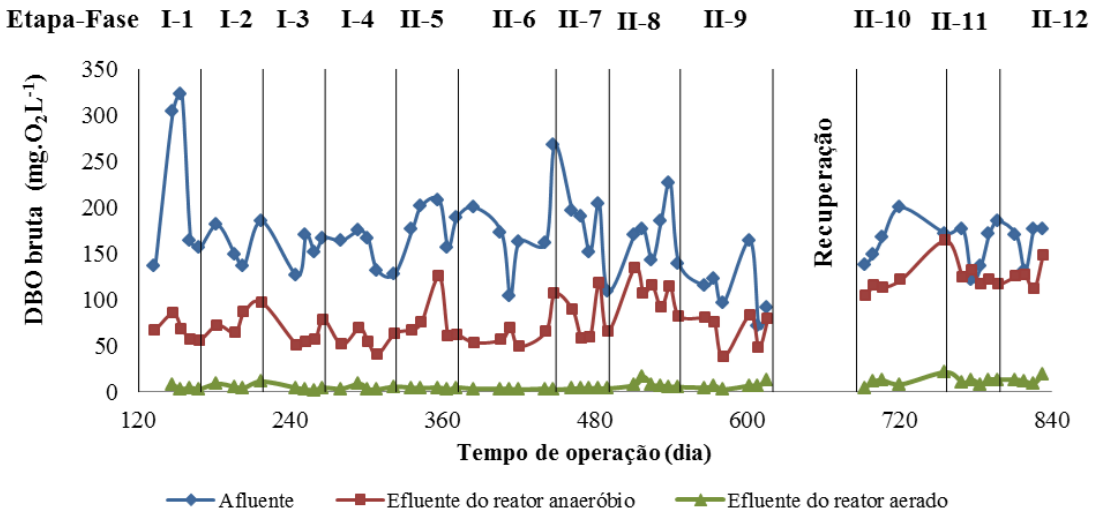

Figura 5.6 - Resultados de DBO de amostra bruta para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

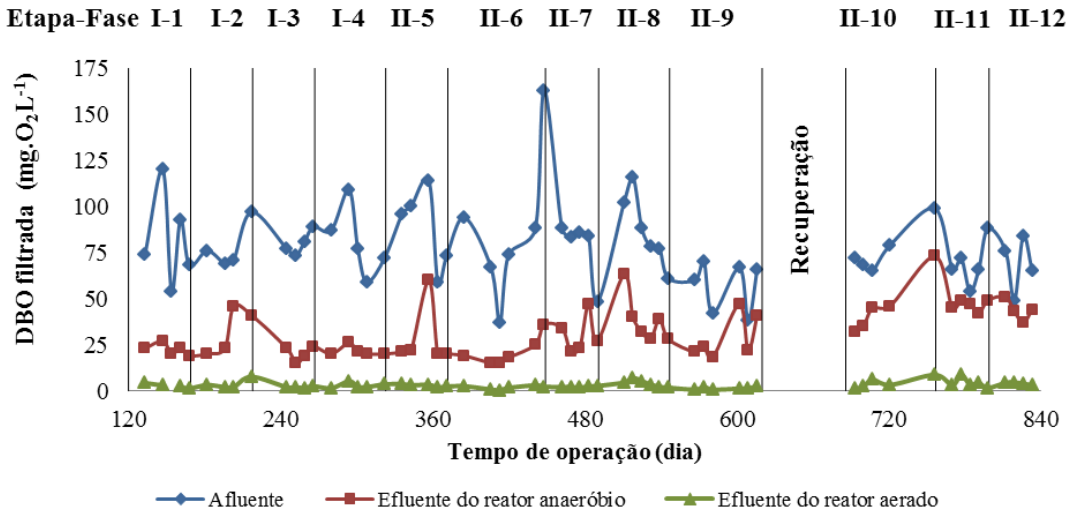

Figura 5.7 - Resultados de DBO de amostra filtrada para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

Nas Tabelas 5.13 e 5.14 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência de remoção de DBO para amostra bruta e filtrada, respectivamente, durante o período experimental.

Os valores de remoção foram obtidos usando as Equações 4.1, 4.2 e 4.3.

Tabela 5.13 - Eficiência de remoção de DBO de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção de DBO total (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
I - 1	Remoção reator anaeróbio	66,5	10,5	0,16	50,7	79,0	5
	Remoção reator aerado	93,7	1,8	0,02	91,8	95,6	4
	Remoção sistema experimental	98,1	0,7	0,01	97,5	99,1	4
I - 2	Remoção reator anaeróbio	50,5	10,4	0,21	37,2	60,2	4
	Remoção reator aerado	91,1	3,4	0,04	88,1	95,3	4
	Remoção sistema experimental	95,8	1,4	0,01	94,1	97,1	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	61,3	6,2	0,10	53,3	68,2	4
	Remoção reator aerado	94,9	2,1	0,02	92,2	96,8	4
	Remoção sistema experimental	98,0	1,0	0,01	96,9	98,8	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	63,5	8,0	0,13	50,8	69,7	5
	Remoção reator aerado	92,4	2,9	0,03	87,7	94,6	5
	Remoção sistema experimental	97,1	1,5	0,02	95,1	98,3	5
II - 5	Remoção reator anaeróbio	58,8	10,8	0,18	39,9	67,2	5
	Remoção reator aerado	94,9	1,6	0,02	92,9	96,6	5
	Remoção sistema experimental	98,0	0,4	0,00	97,6	98,6	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	60,8	14,4	0,24	33,7	73,5	6
	Remoção reator aerado	95,5	1,3	0,01	9,2	97,9	6
	Remoção sistema experimental	98,3	0,7	0,01	97,2	99,2	6
II - 7	Remoção reator anaeróbio	53,6	12,4	0,23	40,4	69,6	5
	Remoção reator aerado	95,1	1,4	0,01	93,6	96,8	5
	Remoção sistema experimental	97,8	0,6	0,01	96,9	98,3	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	37,0	13,7	0,37	19,6	51,1	6
	Remoção reator aerado	92,6	3,8	0,04	85,0	95,4	6
	Remoção sistema experimental	95,4	2,3	0,02	91,0	97,7	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	37,8	16,4	0,43	14,1	61,5	6
	Remoção reator aerado	90,4	4,3	0,05	83,5	94,6	6
	Remoção sistema experimental	93,6	4,4	0,05	85,9	97,5	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	24,9	13,1	0,53	4,7	39,5	5
	Remoção reator aerado	91,3	3,5	0,04	87,2	96,2	5
	Remoção sistema experimental	93,3	3,6	0,04	87,8	97,1	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	22,2	14,9	0,67	0,0	37,3	5
	Remoção reator aerado	90,7	1,9	0,02	88,8	93,1	5
	Remoção sistema experimental	92,6	2,1	0,02	89,3	94,4	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	20,9	14,3	0,69	3,8	37,3	4
	Remoção reator aerado	90,0	2,1	0,02	87,2	92,0	4
	Remoção sistema experimental	92,0	2,4	0,03	89,2	98,0	4

Tabela 5.14 - Eficiência de remoção de DBO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção de DBO filtrada (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
I - 1	Remoção reator anaeróbio	71,3	5,7	0,08	63,0	77,5	5
	Remoção reator aerado	88,5	4,9	0,06	81,7	93,2	4
	Remoção sistema experimental	96,9	1,7	0,02	94,3	98,1	4
I - 2	Remoção reator anaeróbio	58,3	16,7	0,29	35,2	73,7	4
	Remoção reator aerado	88,3	6,4	0,07	81,5	95,7	4
	Remoção sistema experimental	95,6	2,3	0,02	92,2	97,2	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	74,8	4,1	0,05	70,1	79,5	4
	Remoção reator aerado	90,0	2,5	0,03	86,7	92,1	4
	Remoção sistema experimental	97,5	0,4	0,00	97,2	98,2	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	72,8	4,3	0,06	66,1	77,0	5
	Remoção reator aerado	87,0	5,5	0,06	80,0	93,0	5
	Remoção sistema experimental	96,5	1,4	0,01	95,'4	98,4	5
II - 5	Remoção reator anaeróbio	68,4	12,8	0,19	47,4	78,1	5
	Remoção reator aerado	88,6	4,4	0,05	82,9	94,7	5
	Remoção sistema experimental	96,8	0,4	0,00	96,3	97,2	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	73,7	7,5	0,10	59,5	79,8	6
	Remoção reator aerado	92,2	4,3	0,05	86,8	98,0	6
	Remoção sistema experimental	98,1	1,0	0,01	96,6	99,2	6
II - 7	Remoção reator anaeróbio	59,4	15,1	0,25	43,8	74,7	5
	Remoção reator aerado	92,4	2,2	0,02	90,0	94,9	5
	Remoção sistema experimental	97,0	1,4	0,01	94,6	98,0	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	55,8	10,7	0,19	38,2	65,5	6
	Remoção reator aerado	89,3	5,3	0,06	82,8	94,6	6
	Remoção sistema experimental	95,7	1,5	0,02	94,0	97,3	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	49,6	15,1	0,30	29,9	65,7	6
	Remoção reator aerado	95,1	2,5	0,03	91,3	97,5	6
	Remoção sistema experimental	97,6	1,2	0,01	95,9	99,0	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	40,6	12,1	0,30	26,3	55,6	5
	Remoção reator aerado	91,7	4,2	0,05	87,7	96,9	5
	Remoção sistema experimental	94,7	3,4	0,04	90,8	98,6	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	31,5	11,5	0,37	13,0	43,3	5
	Remoção reator aerado	91,0	5,5	0,06	82,2	96,9	5
	Remoção sistema experimental	93,8	3,8	0,04	87,9	98,3	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	33,3	17,9	0,54	12,2	56,0	4
	Remoção reator aerado	90,9	1,7	0,02	89,3	93,0	4
	Remoção sistema experimental	93,9	2,3	0,02	90,6	95,5	4

Nas Figuras 5.8 e 5.9 são apresentados os valores de eficiência de remoção de DBO para amostra bruta e amostra filtrada, respectivamente, ao longo do sistema experimental.

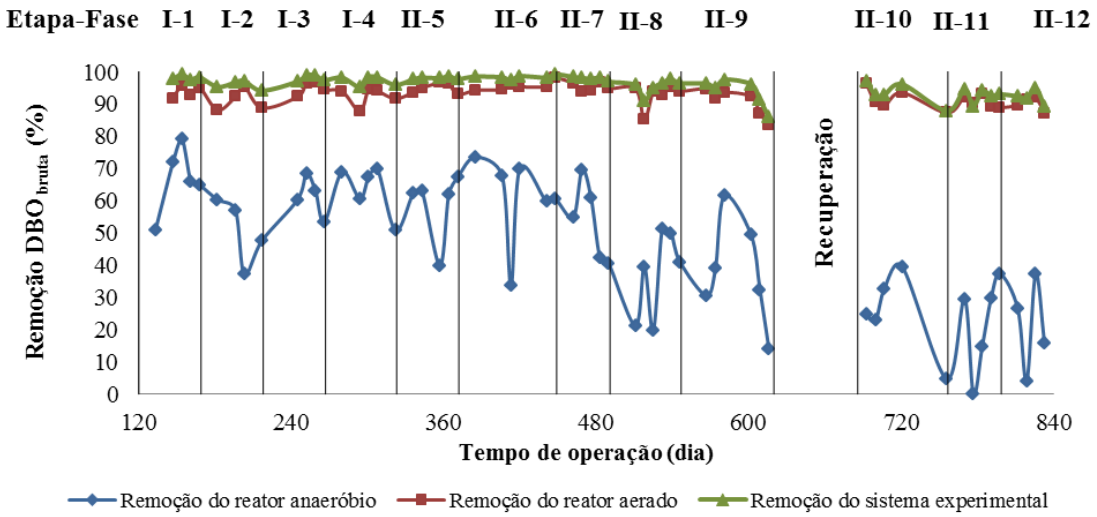

Figura 5.8 - Resultados de eficiência de remoção de DBO de amostra bruta ao longo do sistema experimental.

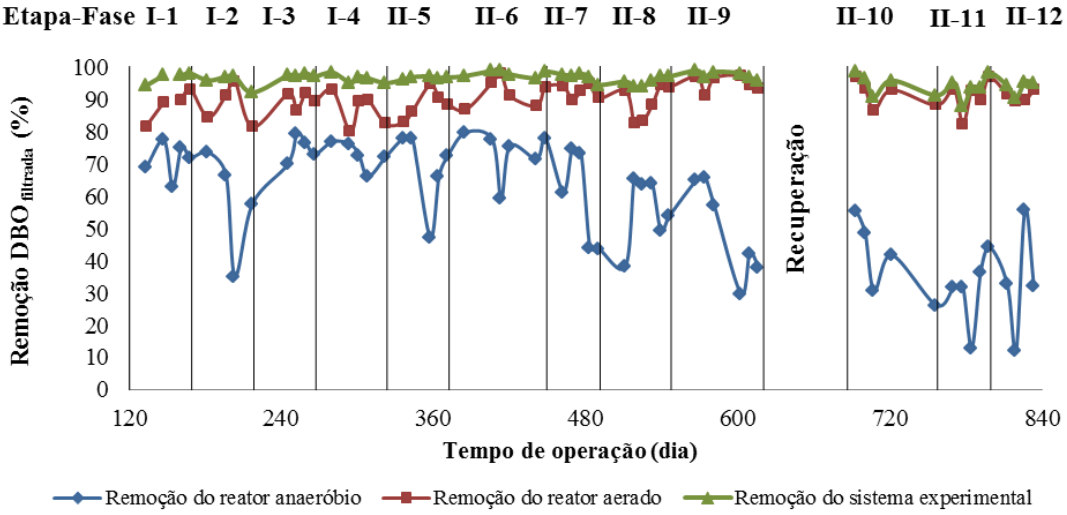

Figura 5.9 - Resultados de eficiência de remoção de DBO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental.

Ao analisar as Figuras 5.6; 5.7; 5.8 e 5.9 constata-se que houve elevada remoção de matéria orgânica e o valor médio de DBO para amostra bruta do efluente do reator aerado foi menor que $10mgO_2.L^{-1}$ durante 80% do período de monitoramento, o que resultou em eficiência de remoção global média (calculada pela Equação 4.3) de DBO maior que 95% para carga orgânica total média afluente ao sistema experimental de $0,50\pm0,13kgDBO_{bruta}.m^{-3}dia^{-1}$.

Por meio da Figura 5.8 e 5.9 constata-se que a eficiência de remoção do reator anaeróbio variou bastante e na Fase 8 houve uma queda no valor médio de remoção de

DBO de amostra bruta de 53,6% (Fase 7) para 37,0% por causa da redução do TDH de 8,0 para 4,0h. Após a Fase 9, o reator anaeróbio apresentou eficiência de remoção média abaixo de 30%. Na Fase 12, quando ocorreu o desligamento do agitador, não foi observada queda brusca na remoção de DBO no reator anaeróbio, visto que na Fase 11 o valor médio foi de 22,2% e na Fase 12 foi de 21,9%. A queda da eficiência de remoção de DBO no reator anaeróbio também é visualizada pelos gráficos apresentados nas Figuras 5.5 e 5.6, nas quais os valores de DBO do efluente do reator ficam próximos aos valores do esgoto bruto, afluente do sistema experimental.

A baixa eficiência do reator UASB é justificável, pois esse reator não é recomendado para esgoto com baixa DBO – que é o caso em questão. A concepção do sistema experimental foi efetivada antes de se ter a qualidade do esgoto afluente. Em um caso de escala plena, o uso de reator UASB, em cenário semelhante seria desaconselhado.

Os valores do coeficiente de dispersão de eficiência de remoção do reator aerado e do sistema experimental apresentados nas Tabelas 5.13 e 5.14 foram, durante todo o experimento, menores que 0,10; isso demonstra que os dados foram homogêneos e que a instabilidade da concentração de biomassa no reator aerado não afetou a remoção de DBO.

Na Tabela 5.15 são expostos os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para taxa de carregamento orgânico volumétrica aplicada ao reator aerado, calculada com base na DBO, durante o período experimental.

Ao avaliar o valor médio de carga orgânica aplicada no reator aerado e comparar com os valores indicados por Metcalf & Eddy (2004), pode-se inferir que o reator em estudo era um sistema de aeração prolongada que opera com valores entre 0,1 e 0,3kgDBO.m^{-3}.dia^{-1}, desse modo a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração deveria estar entre 3000 e 5000mg.L^{-1}, valor que não foi alcançado em nenhum momento da operação do sistema.

A fim de verificar se houve diferença entre os valores médios de remoção de DBO total (amostra bruta) no reator aerado para cada estratégia de operação estudada foi utilizado o ANOVA, com nível de significância de 5%. Foi constatado que para as fases (1; 2; 3 e 4) que constituíram a Etapa I, as eficiências de remoção médias foram consideradas iguais, indicando que nem a razão de recirculação interna, nem o número de setores aerados e não aerados tiveram impacto na remoção de DBO.

Tabela 5.15 - Taxas de carregamento orgânico volumétrica aplicada ao reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Variável – COV aplicada no reator aerado ($kgDBO.m^{-3}.dia^{-1}$)					
	X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
I - 1	0,13	0,02	0,15	0,11	0,16	5
I - 2	0,15	0,03	0,20	0,12	0,19	4
I - 3	0,11	0,02	0,18	0,10	0,15	4
I - 4	0,11	0,02	0,18	0,08	0,13	5
II - 5	0,15	0,05	0,33	0,12	0,24	5
II -6	0,13	0,04	0,31	0,09	0,20	6
II - 7	0,15	0,05	0,33	0,11	0,23	5
II - 8	0,27	0,05	0,19	0,21	0,35	6
II - 9	0,17	0,05	0,29	0,09	0,21	6
II - 10	0,34	0,07	0,21	0,29	0,46	5
II - 11	0,24	0,01	0,04	0,23	0,26	5
II - 12	0,26	0,03	0,12	0,22	0,30	4

Na Etapa II, por meio do teste ANOVA, foi averiguado que houve diferença significativa na eficiência de remoção média do reator aerado entre as fases em que o ciclo aeração/agitação foi pré-fixado (Fases 5 e 6) e variável (Fases 7; 8; 9; 10; 11 e 12). O que pode ter contribuído para essa diferença, provavelmente, foi a duração do ciclo de aeração/agitação. Mais uma vez, a razão de recirculação interna não interferiu na remoção de matéria orgânica.

Ao comparar os valores médios de eficiência de remoção de DBO do reator aerado obtidos em todas as fases experimentais, mediante o teste ANOVA foi constatado que houve diferença significativa entre os valores de remoção. A partir disso, pode-se afirmar que o tipo de estratégia operacional aplicada, setorização ou aeração intermitente, com ciclo pré-determinado ou variável, promoveram eficiências de remoção média de DBO diferentes. Logo, com os dados apresentados e após o teste ANOVA, confirma-se que estratégia de operação aplicada nas Fases 5 e 6 da Etapa II, com a duração do ciclo de aeração e de agitação fixo, foi a que proporcionou melhor remoção de matéria orgânica medida na forma de DBO.

Nas Tabelas 5.16 e 5.17 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para DQO de amostra bruta e filtrada, respectivamente, durante o período experimental.

Tabela 5.16 – Valores de DQO das amostras brutas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - DQO total ($mgO_2.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	595	233	0,39	294	954	7
	Efluente do reator anaeróbio	251	74	0,29	80	317	7
	Efluente do reator aerado	99	48	0,48	39	173	7
I - 1	Afluente	506	204	0,40	338	787	5
	Efluente do reator anaeróbio	224	71	0,32	160	347	5
	Efluente do reator aerado	57	7	0,12	47	64	5
I - 2	Afluente	407	63	0,15	352	475	4
	Efluente do reator anaeróbio	244	43	0,18	182	275	4
	Efluente do reator aerado	66	6	0,09	60	75	4
I - 3	Afluente	361	37	0,10	305	384	4
	Efluente do reator anaeróbio	204	23	0,11	186	235	4
	Efluente do reator aerado	40	3	0,08	36	43	4
I - 4	Afluente	368	66	0,18	273	427	4
	Efluente do reator anaeróbio	160	24	0,15	125	177	4
	Efluente do reator aerado	28	4	0,14	24	32	4
II - 5	Afluente	412	32	0,08	376	461	5
	Efluente do reator anaeróbio	227	37	0,16	203	292	5
	Efluente do reator aerado	32	13	0,41	16	49	5
II -6	Afluente	413	112	0,27	289	624	7
	Efluente do reator anaeróbio	193	57	0,30	154	306	7
	Efluente do reator aerado	32	4	0,13	25	37	7
II - 7	Afluente	440	94	0,21	328	566	5
	Efluente do reator anaeróbio	225	63	0,28	171	322	5
	Efluente do reator aerado	30	5	0,17	24	35	5
II - 8	Afluente	404	111	0,27	319	592	6
	Efluente do reator anaeróbio	302	63	0,21	228	402	6
	Efluente do reator aerado	41	6	0,15	35	48	6
II - 9	Afluente	314	66	0,21	252	431	6
	Efluente do reator anaeróbio	235	54	0,23	162	278	6
	Efluente do reator aerado	64	41	0,64	37	144	6
II - 10	Afluente	408	57	0,14	357	507	5
	Efluente do reator anaeróbio	360	54	0,15	313	451	5
	Efluente do reator aerado	98	38	0,39	56	149	5
II - 11	Afluente	340	25	0,07	318	374	5
	Efluente do reator anaeróbio	311	39	0,13	276	373	5
	Efluente do reator aerado	120	31	0,26	90	157	5
II - 12	Afluente	342	50	0,15	269	382	4
	Efluente do reator anaeróbio	307	34	0,11	282	354	4
	Efluente do reator aerado	115	16	97,00	136	19	4

Tabela 5.17 – Valores de DQO das amostras filtradas do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - DQO filtrada ($mgO_2.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	162	52	0,32	76	289	13
	Efluente do reator anaeróbio	122	37	0,30	33	173	13
	Efluente do reator aerado	32	15	0,47	9	59	13
I - 1	Afluente	196	33	0,17	166	247	5
	Efluente do reator anaeróbio	89	13	0,15	79	111	5
	Efluente do reator aerado	19	4	0,21	16	26	5
I - 2	Afluente	188	25	0,13	159	219	4
	Efluente do reator anaeróbio	101	24	0,24	72	124	4
	Efluente do reator aerado	21	9	0,43	11	29	4
I - 3	Afluente	190	20	0,11	168	213	4
	Efluente do reator anaeróbio	77	15	0,19	62	97	4
	Efluente do reator aerado	23	5	0,22	18	30	4
I - 4	Afluente	194	19	0,10	167	216	5
	Efluente do reator anaeróbio	68	15	0,22	58	95	5
	Efluente do reator aerado	15	6	0,40	10	26	5
II - 5	Afluente	195	20	0,10	172	223	5
	Efluente do reator anaeróbio	114	42	0,37	60	175	5
	Efluente do reator aerado	24	10	0,42	11	35	5
II -6	Afluente	181	26	0,14	151	219	7
	Efluente do reator anaeróbio	72	29	0,40	50	135	7
	Efluente do reator aerado	22	6	0,27	12	29	7
II - 7	Afluente	177	18	0,10	145	190	5
	Efluente do reator anaeróbio	114	28	0,25	74	144	5
	Efluente do reator aerado	19	4	0,21	15	25	5
II - 8	Afluente	168	14	0,08	152	185	6
	Efluente do reator anaeróbio	127	17	0,13	108	151	6
	Efluente do reator aerado	23	7	0,30	16	32	6
II - 9	Afluente	156	31	0,20	119	209	6
	Efluente do reator anaeróbio	108	35	0,32	76	155	6
	Efluente do reator aerado	22	9	0,41	15	40	6
II - 10	Afluente	205	28	0,14	168	232	5
	Efluente do reator anaeróbio	151	22	0,15	130	189	5
	Efluente do reator aerado	35	7	0,20	56	149	5
II - 11	Afluente	177	24	0,14	144	202	5
	Efluente do reator anaeróbio	139	14	0,10	121	154	5
	Efluente do reator aerado	34	11	0,32	16	42	5
II - 12	Afluente	170	12	0,07	161	188	4
	Efluente do reator anaeróbio	161	11	0,07	149	176	4
	Efluente do reator aerado	30	8	0,27	19	36	4

As Figuras 5.9 e 5.10 exibem o comportamento da DQO para amostra bruta e amostra filtrada ao longo do sistema experimental, respectivamente.

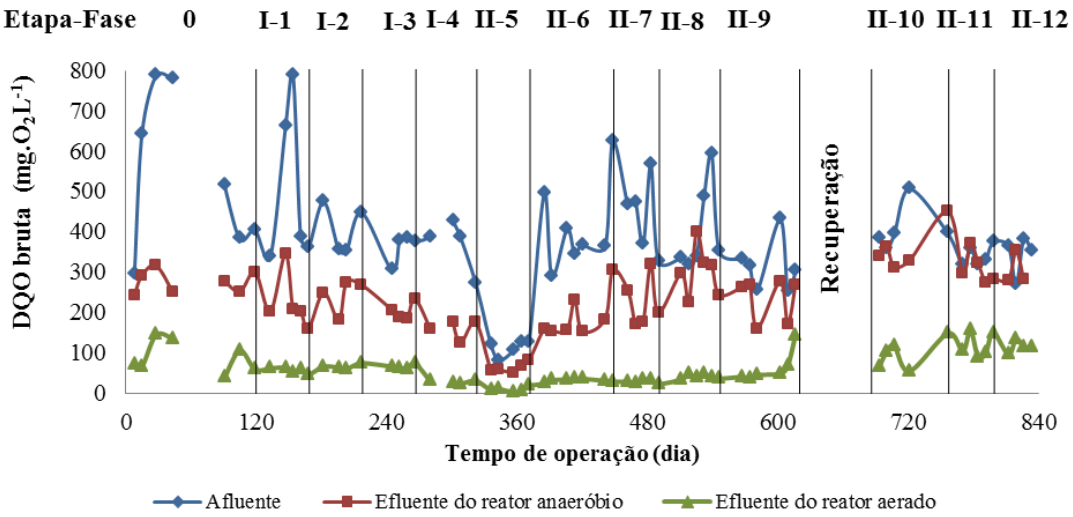

Figura 5.10 - Resultados de DQO de amostra bruta para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

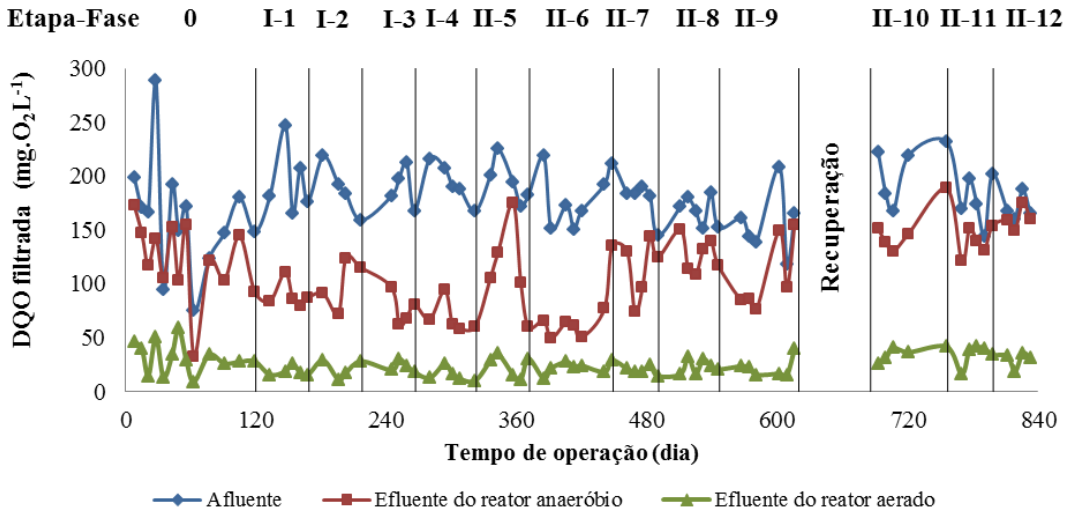

Figura 5.11 - Resultados de DQO de amostra filtrada para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

Nas Tabelas 5.18 e 5.19 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência de remoção de DQO para amostra bruta e filtrada, respectivamente, durante o período experimental.

Os valores de remoção foram obtidos usando as Equações 1, 2 e 3.

As Figuras 5.11 e 5.12 exibem o comportamento da eficiência de remoção de DQO de amostra bruta e filtrada, respectivamente, ao longo do período experimental.

Tabela 5.18- Eficiência de remoção de DQO de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção de DQO total (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Remoção reator anaeróbio	43,4	18,6	0,43	16,9	67,6	7
	Remoção reator aerado	67,6	15,0	0,22	46,1	86,0	7
	Remoção sistema experimental	82,8	7,2	0,09	72,2	92,4	7
I - 1	Remoção reator anaeróbio	52,7	12,9	0,24	39,9	73,6	5
	Remoção reator aerado	73,4	4,9	0,07	69,2	81,5	5
	Remoção sistema experimental	87,4	4,6	0,05	81,5	93,3	5
I - 2	Remoção reator anaeróbio	39,5	12,3	0,31	22,0	48,7	4
	Remoção reator aerado	72,1	5,5	0,08	64,8	78,1	4
	Remoção sistema experimental	83,5	1,7	0,02	82,0	86,0	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	42,9	9,5	0,22	32,2	51,7	4
	Remoção reator aerado	80,2	3,2	0,04	77,8	84,9	4
	Remoção sistema experimental	88,8	2,0	0,02	85,9	90,6	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	55,0	13,8	0,25	35,4	67,7	4
	Remoção reator aerado	82,3	1,7	0,02	81,1	84,7	4
	Remoção sistema experimental	92,0	2,5	0,03	88,5	93,9	4
II - 5	Remoção reator anaeróbio	44,5	10,5	0,24	26,2	51,4	5
	Remoção reator aerado	85,5	6,8	0,08	76,8	92,5	5
	Remoção sistema experimental	92,4	2,9	0,03	88,2	95,7	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	52,3	11,5	0,22	32,6	67,6	6
	Remoção reator aerado	82,3	4,9	0,06	76,2	90,5	6
	Remoção sistema experimental	91,7	2,6	0,03	88,6	95,4	6
II - 7	Remoção reator anaeróbio	48,6	9,7	0,20	38,9	63,7	5
	Remoção reator aerado	86,2	3,7	0,04	80,6	89,1	5
	Remoção sistema experimental	93,1	1,5	0,02	90,6	94,3	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	25,0	16,7	0,67	0,0	46,2	6
	Remoção reator aerado	85,8	3,9	0,04	79,1	90,2	6
	Remoção sistema experimental	89,3	2,6	0,03	85,1	93,2	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	25,0	11,1	0,45	10,9	36,7	6
	Remoção reator aerado	71,9	15,8	0,22	46,6	86,2	6
	Remoção sistema experimental	78,6	14,2	0,18	52,4	88,5	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	13,3	14,9	1,12	0,0	35,0	5
	Remoção reator aerado	73,0	8,9	0,12	62,4	83,2	5
	Remoção sistema experimental	75,2	10,7	0,14	62,6	89,0	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	4,9	6,9	1,41	0,0	16,4	5
	Remoção reator aerado	61,2	9,3	0,15	47,3	72,2	5
	Remoção sistema experimental	64,9	6,6	0,10	56,4	71,7	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	15,2	11,7	0,77	0,0	26,1	4
	Remoção reator aerado	62,4	2,7	0,04	59,3	65,7	4
	Remoção sistema experimental	65,1	10,8	0,17	49,4	73,5	4

Tabela 5.19 - Eficiência de remoção de DQO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção de DQO filtrada (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Remoção reator anaeróbio	24,2	17,4	0,72	0,0	57,0	13
	Remoção reator aerado	73,7	11,4	0,16	43,0	87,6	13
	Remoção sistema experimental	80,6	7,8	0,10	60,5	91,3	13
I - 1	Remoção reator anaeróbio	53,9	5,3	0,10	48,0	61,9	5
	Remoção reator aerado	79,0	5,5	0,07	69,8	83,3	5
	Remoção sistema experimental	90,3	3,4	0,04	84,3	92,5	5
I - 2	Remoção reator anaeróbio	45,3	17,7	0,39	28,0	62,6	4
	Remoção reator aerado	78,6	8,4	0,11	68,1	85,9	4
	Remoção sistema experimental	88,5	5,1	0,06	82,4	94,3	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	58,8	11,2	0,19	46,8	68,7	4
	Remoção reator aerado	68,3	12,9	0,19	51,6	79,3	4
	Remoção sistema experimental	88,0	2,1	0,02	84,9	89,3	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	64,9	6,2	0,09	54,5	69,4	5
	Remoção reator aerado	78,4	4,5	0,06	73,0	83,2	5
	Remoção sistema experimental	92,3	2,8	0,03	87,7	94,2	5
II - 5	Remoção reator anaeróbio	41,7	20,6	0,49	9,8	67,0	5
	Remoção reator aerado	75,1	16,9	0,22	49,2	91,1	5
	Remoção sistema experimental	87,8	4,7	0,05	83,2	93,6	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	60,8	11,7	0,19	36,3	70,2	6
	Remoção reator aerado	66,6	12,2	0,18	52,0	81,8	6
	Remoção sistema experimental	87,4	3,7	0,04	84,1	94,5	6
II - 7	Remoção reator anaeróbio	34,5	19,3	0,56	13,8	59,8	5
	Remoção reator aerado	82,3	4,6	0,06	75,7	88,4	5
	Remoção sistema experimental	89,1	1,6	0,02	86,5	90,2	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	24,2	10,6	0,44	12,2	36,9	6
	Remoção reator aerado	81,5	6,1	0,08	71,8	89,4	6
	Remoção sistema experimental	86,2	4,2	0,05	80,2	90,7	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	31,1	16,4	0,53	6,3	47,5	6
	Remoção reator aerado	78,9	6,7	0,09	72,2	89,0	6
	Remoção sistema experimental	85,7	5,5	0,06	75,8	92,1	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	26,2	6,2	0,24	18,8	33,1	5
	Remoção reator aerado	76,5	5,1	0,07	68,9	82,8	5
	Remoção sistema experimental	82,6	4,5	0,05	75,8	88,3	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	20,8	7,7	0,37	8,4	28,6	5
	Remoção reator aerado	75,8	7,0	0,09	69,6	86,8	5
	Remoção sistema experimental	80,4	7,0	0,09	72,1	90,6	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	5,6	1,7	0,30	3,3	7,2	4
	Remoção reator aerado	81,8	3,9	0,05	79,3	87,6	4
	Remoção sistema experimental	82,8	3,8	0,05	80,4	88,5	4

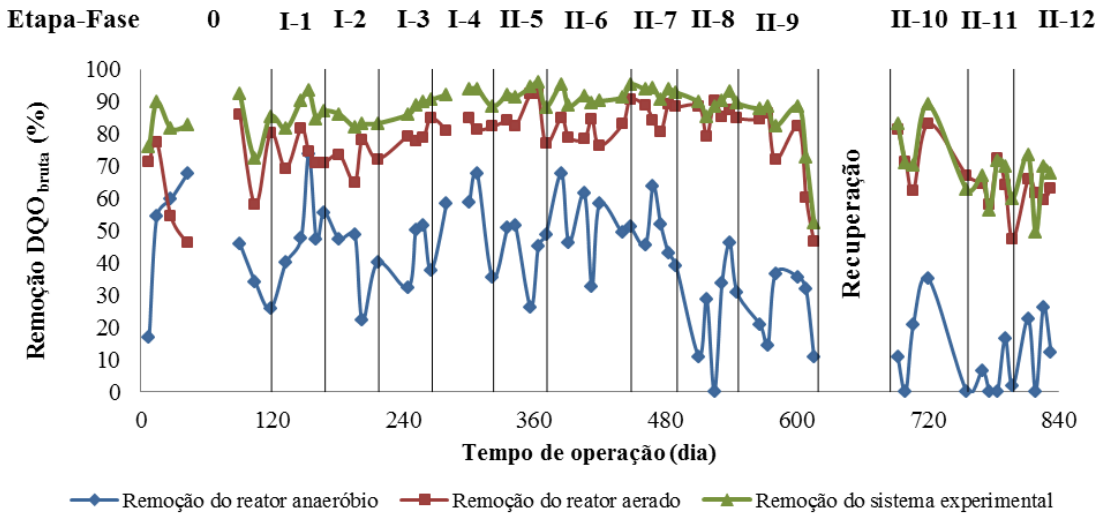

Figura 5.12 - Resultados de eficiência de remoção de DQO de amostra bruta ao longo do sistema experimental.

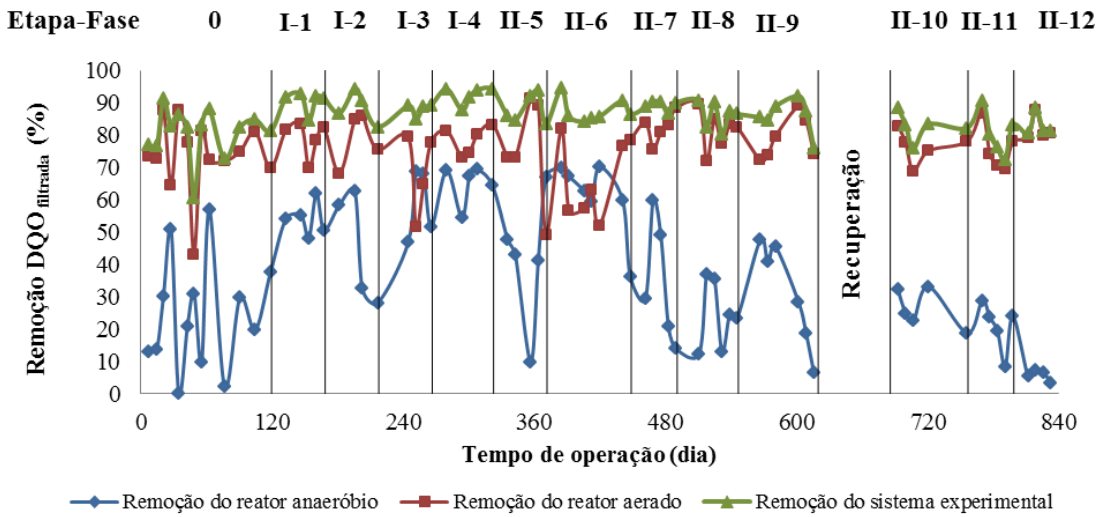

Figura 5.13 - Resultados de eficiência de remoção de DQO de amostra filtrada ao longo do sistema experimental.

Ao analisar o comportamento da DQO de amostra bruta (Figura 5.10) do efluente do reator anaeróbio, observa-se que a partir da Fase 8, quando o TDH foi reduzido pela metade, a diferença entre o valor afluente e efluente do reator foi muito pequena. Nas Fases 10 e 11 foi verificado que houve arraste de sólidos no efluente, pois a DQO do efluente foi maior que a do afluente. Isso permite afirmar que ao reduzir o TDH, a velocidade ascensional teve aumento que causou arraste de lodo ativo. Na Figura 5.11, que ilustra o comportamento da DQO filtrada, também, observa-se que a partir da Fase 8 os valores do efluente do reator aproximam-se do valor afluente. Diante desse comportamento, pode-se afirmar que a diminuição do TDH do reator anaeróbio impactou

a remoção de DQO, fato que foi comprovado por meio do valor de eficiência de remoção média que da Fase 7 para Fase 8 reduziu em aproximadamente 50% para amostra bruta e 30% para amostra filtrada. Ressalta-se que não foi observada essa queda na remoção de DBO.

Constatou-se que o desligamento do agitador na Fase 12 prejudicou a eficiência de remoção de DQO de amostra filtrada, pois nessa fase houve redução de 73% do valor em relação a fase anterior. Destaca-se que quando foi avaliada a remoção de DBO, não foi verificado esse comportamento, uma vez que não houve diminuição da eficiência de remoção quando o agitador do reator anaeróbio foi desligado.

Foi observado que a DQO de amostra bruta do efluente do reator aerado (Figura 5.10) tendeu a se estabilizar a partir do 120º dia de operação. Destaca-se aumento abrupto na curva de DQO de amostra bruta do efluente do reator aerado ao fim da Fase 9, esse fato, também, decorreu do arraste de lodo do tanque de aeração e do desequilíbrio na concentração de biomassa no reator e manteve-se durante as Fases 10; 11 e 12. Na Figura 5.11, observa-se que o comportamento da DQO de amostra filtrada do efluente do reator aerado apresentou certa estabilidade após o 80º dia de operação. Ressalta-se que nessa Figura também pode ser observado aumento da DQO do efluente do reator aerado no final da Fase 9, fato que ocorreu quando o reator entrou em desequilíbrio, arrastando lodo em suspensão e material dissolvido. Esse comportamento foi verificado durante as fases 10, 11 e 12, mesmo após terem sido realizadas novas reinoculações.

Durante todo o período de operação, a eficiência de remoção global média de DQO de amostra bruta foi maior que 83,5%, para carga orgânica total afluente média de 1,65±0,59kgDQObruta.$m^{-3}$$dia^{-1}$. Destaca-se que a partir da Fase 9, foi observada queda na remoção do sistema experimental, fato que esteve diretamente relacionado com a instabilidade do lodo no reator aerado e com a redução do TDH do reator anaeróbio.

Foi realizado o teste de variância ANOVA, com nível de significância de 5%, de modo a identificar se houve diferença na eficiência de remoção média de DQO de amostra bruta para as estratégias operacionais estudas. Com relação à Etapa I, formada pelas Fases 1; 2; 3 e 4; o teste ANOVA mostrou que houve diferença significativa entre os valores médios de cada fase. Logo, para a estratégia operacional de setorização, a Fase 4 (razão de recirculação interna média igual a 6) foi a que apresentou maior eficiência de remoção de DQO total.

Ao avaliar se as Fases 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11 e 12 da Etapa II tiveram eficiências de remoção médias significativamente diferentes, prosseguiu-se com o teste ANOVA. Foi

constatado que para as Fases 5; 6 e 7 os valores médios obtidos foram iguais, no entanto para as Fases 8; 9; 10; 11 e 12 houve diferença significativa entre ao valores médios obtidos de eficiência de remoção. Desse modo, para estratégia de operação com aeração intermitente, afirma-se que a Fase 7, da Etapa II, foi a que apresentou maior eficiência de remoção (86,2%). Nessa fase a aeração e agitação foram controladas pelo *set point* da concentração de N-amoniacal e a razão de recirculação interna foi de 6.

No estudo realizado por Balku (2007) foram comparados os resultados de um sistema de lodos ativados convencional e um sistema com ciclos alternados e foi constatado que a remoção de DQO e de sólidos suspensos resultaram no mesmo nível, para ambos os sistemas. Da mesma forma, ao comparar os resultados obtidos no presente estudo, pode-se afirmar que o reator aerado para remoção de matéria orgânica pode tanto ser operado com regiões distintas em sequência (setorização) ou com ciclos alternados, com tempo de aeração e agitação fixo ou variável, pois os níveis médios de remoção das etapas estudadas foram bem próximos e acima de 90% em relação à DBO.

Apesar de o teste ANOVA confirmar que houve diferença significativa entre valores médios de eficiência de remoção de matéria orgânica para estratégia de operação com setorização e com aeração intermitente - ciclo de aeração pré-fixado ou variável, os valores médios obtidos de eficiência de remoção mostraram que o sistema experimental foi eficiente na remoção de matéria orgânica.

5.3.6. Nitrogênio

Nas Tabelas 5.27, 5.28 e 5.29 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as concentrações de NTK, N-amoniacal e N-orgânico, respectivamente, durante o período experimental.

Ao analisar os coeficientes de dispersão apresentados nas Tabelas 5.27, 5.28 e 5.29 observa-se que a concentração de NTK, N-amoniacal e N-orgânico do efluente do reator aerado variavam bastante, dado que, durante a maior parte do período experimental, os valores foram maior que 0,25; o que expressa ampla variação na amostra. Isso mostra que os processos de conversão de NTK para formas oxidadas de nitrogênio não foram estáveis ao longo do período experimental.

Os valores da concentração média de nitrogênio no afluente do sistema experimental permitem classificar o esgoto entre média e alta intensidade, de acordo com Metcalf & Eddy (2004).

Tabela 5.20 - Concentração de NTK de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - NTK total ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	44	11	0,24	32	65	10
	Efluente do reator anaeróbio	35	6	0,16	24	46	10
	Efluente do reator aerado	18	9	0,48	8	35	10
I - 1	Afluente	48	3	0,06	44	51	5
	Efluente do reator anaeróbio	44	3	0,07	40	47	5
	Efluente do reator aerado	8	3	0,42	2	11	5
I - 2	Afluente	49	4	0,08	44	54	4
	Efluente do reator anaeróbio	47	6	0,12	39	52	4
	Efluente do reator aerado	6	6	0,89	2	15	4
I - 3	Afluente	43	2	0,05	40	46	4
	Efluente do reator anaeróbio	41	3	0,07	37	43	4
	Efluente do reator aerado	7	5	0,63	2	13	4
I - 4	Afluente	38	5	0,13	32	42	4
	Efluente do reator anaeróbio	36	5	0,14	30	41	4
	Efluente do reator aerado	4	2	0,63	2	5	4
II - 5	Afluente	50	2	0,04	48	53	5
	Efluente do reator anaeróbio	48	2	0,04	46	50	5
	Efluente do reator aerado	26	7	0,27	17	35	5
II -6	Afluente	47	2	0,03	44	49	7
	Efluente do reator anaeróbio	46	3	0,07	43	52	7
	Efluente do reator aerado	11	5	0,49	4	17	7
II - 7	Afluente	46	4	0,08	41	50	5
	Efluente do reator anaeróbio	47	6	0,12	37	52	5
	Efluente do reator aerado	8	2	0,22	6	11	5
II - 8	Afluente	52	8	0,15	44	63	6
	Efluente do reator anaeróbio	53	5	0,08	48	59	6
	Efluente do reator aerado	10	1	0,10	9	11	6
II - 9	Afluente	45	5	0,12	39	54	6
	Efluente do reator anaeróbio	45	6	0,13	39	55	6
	Efluente do reator aerado	14	11	0,79	2	32	6
II - 10	Afluente	50	3	0,07	47	54	5
	Efluente do reator anaeróbio	54	3	0,06	49	58	5
	Efluente do reator aerado	27	14	0,53	8	45	5
II - 11	Afluente	53	3	0,06	48	57	5
	Efluente do reator anaeróbio	54	8	0,15	43	64	5
	Efluente do reator aerado	37	5	0,14	32	43	5
II - 12	Afluente	56	7	0,13	48	65	4
	Efluente do reator anaeróbio	53	4	0,07	49	58	4
	Efluente do reator aerado	22	13	0,58	12	41	4

Tabela 5.21 - Concentração de N-amoniacal de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - N-amoniacal total ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	28	8	0,30	10	38	10
	Efluente do reator anaeróbio	27	8	0,29	8	40	10
	Efluente do reator aerado	12	11	0,88	1	30	10
I - 1	Afluente	34	3	0,09	29	36	5
	Efluente do reator anaeróbio	37	4	0,11	30	40	5
	Efluente do reator aerado	4	3	0,77	0	7	5
I - 2	Afluente	35	2	0,06	33	37	4
	Efluente do reator anaeróbio	38	3	0,07	34	40	4
	Efluente do reator aerado	2	2	1,31	0	5	4
I - 3	Afluente	32	1	0,04	30	34	4
	Efluente do reator anaeróbio	35	4	0,11	30	38	4
	Efluente do reator aerado	4	4	1,06	0	9	4
I - 4	Afluente	29	2	0,08	27	32	4
	Efluente do reator anaeróbio	31	3	0,09	28	35	4
	Efluente do reator aerado	2	1	0,63	0	3	4
II - 5	Afluente	36	3	0,08	32	39	5
	Efluente do reator anaeróbio	39	2	0,05	37	42	5
	Efluente do reator aerado	21	7	0,31	13	28	5
II -6	Afluente	35	3	0,10	31	40	7
	Efluente do reator anaeróbio	40	3	0,06	35	43	7
	Efluente do reator aerado	9	6	0,72	2	15	7
II - 7	Afluente	37	4	0,10	30	39	5
	Efluente do reator anaeróbio	40	6	0,14	30	43	5
	Efluente do reator aerado	5	2	0,34	2	6	5
II - 8	Afluente	39	3	0,07	35	43	6
	Efluente do reator anaeróbio	40	3	0,06	36	44	6
	Efluente do reator aerado	5	2	0,46	3	8	6
II - 9	Afluente	36	5	0,14	30	45	6
	Efluente do reator anaeróbio	39	3	0,09	35	45	6
	Efluente do reator aerado	10	9	0,94	1	6	6
II - 10	Afluente	39	2	0,06	36	42	5
	Efluente do reator anaeróbio	43	1	0,03	42	45	5
	Efluente do reator aerado	22	13	0,61	6	38	5
II - 11	Afluente	44	4	0,09	39	48	5
	Efluente do reator anaeróbio	45	3	0,08	39	49	5
	Efluente do reator aerado	31	1	0,04	30	33	5
II - 12	Afluente	46	6	0,13	41	53	4
	Efluente do reator anaeróbio	46	3	0,06	43	49	4
	Efluente do reator aerado	17	12	0,72	9	36	4

Tabela 5.22 - Concentração de N-orgânico de amostra bruta no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental**.**

Etapa - Fase	Amostra	Variável - N-orgânico total ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	16	10	0,65	5	34	10
	Efluente do reator anaeróbio	8	4	0,54	3	16	10
	Efluente do reator aerado	6	4	0,74	2	14	10
I - 1	Afluente	14	1	0,08	13	16	5
	Efluente do reator anaeróbio	7	3	0,46	3	12	5
	Efluente do reator aerado	4	3	0,78	2	9	5
I - 2	Afluente	14	4	0,29	9	19	4
	Efluente do reator anaeróbio	9	4	0,43	5	14	4
	Efluente do reator aerado	5	4	0,74	2	10	4
I - 3	Afluente	11	1	0,09	10	12	4
	Efluente do reator anaeróbio	6	2	0,29	4	7	4
	Efluente do reator aerado	3	1	0,30	2	4	4
I - 4	Afluente	9	4	0,49	4	14	4
	Efluente do reator anaeróbio	5	4	0,75	1	9	4
	Efluente do reator aerado	3	2	0,69	1	5	4
II - 5	Afluente	14	2	0,14	12	17	5
	Efluente do reator anaeróbio	9	3	0,32	6	12	5
	Efluente do reator aerado	5	2	0,46	1	7	5
II -6	Afluente	12	3	0,24	8	17	7
	Efluente do reator anaeróbio	7	3	0,42	4	11	7
	Efluente do reator aerado	2	2	0,64	0	5	7
II - 7	Afluente	9	2	0,23	6	11	5
	Efluente do reator anaeróbio	8	1	0,16	6	9	5
	Efluente do reator aerado	4	2	0,54	2	6	5
II - 8	Afluente	12	6	0,50	6	23	6
	Efluente do reator anaeróbio	13	4	0,29	8	18	6
	Efluente do reator aerado	6	3	0,48	2	8	6
II - 9	Afluente	8	2	0,23	5	10	6
	Efluente do reator anaeróbio	6	3	0,57	1	10	6
	Efluente do reator aerado	4	2	0,53	2	7	6
II - 10	Afluente	11	4	0,34	6	16	5
	Efluente do reator anaeróbio	10	3	0,30	5	13	5
	Efluente do reator aerado	5	2	0,37	3	6	5
II - 11	Afluente	10	4	0,37	4	13	5
	Efluente do reator anaeróbio	9	6	0,59	3	15	5
	Efluente do reator aerado	6	4	0,75	2	11	5
II - 12	Afluente	10	3	0,31	6	12	4
	Efluente do reator anaeróbio	7	2	0,36	4	10	4
	Efluente do reator aerado	5	2	0,46	2	8	4

Nas Figuras 5.14, 5.15 e 5.16 são apresentados os resultados das concentrações de NTK, N-amoniacal e N-orgânico, respectivamente, para amostras brutas dos pontos amostrados do sistema experimental.

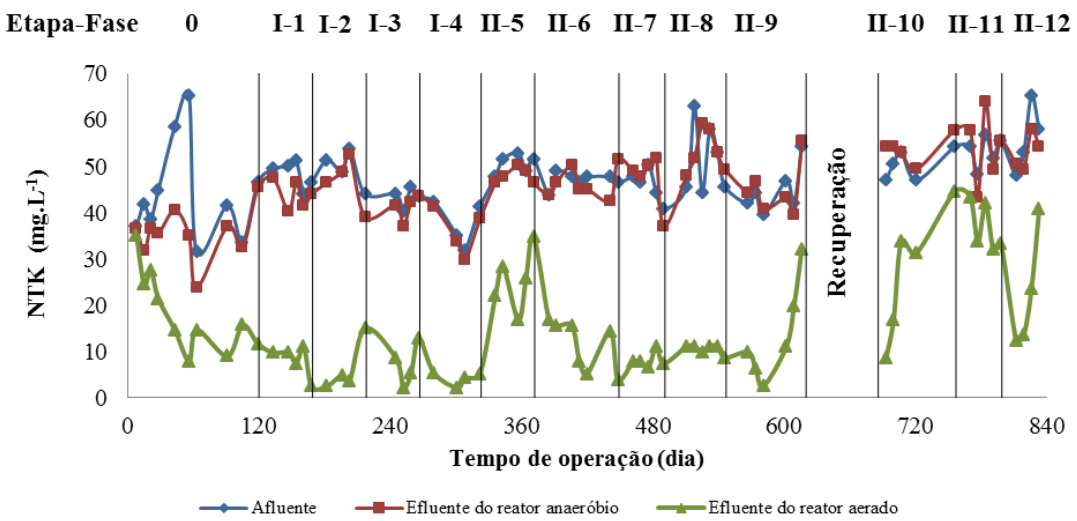

Figura 5.14 - Resultados da concentração de NTK para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

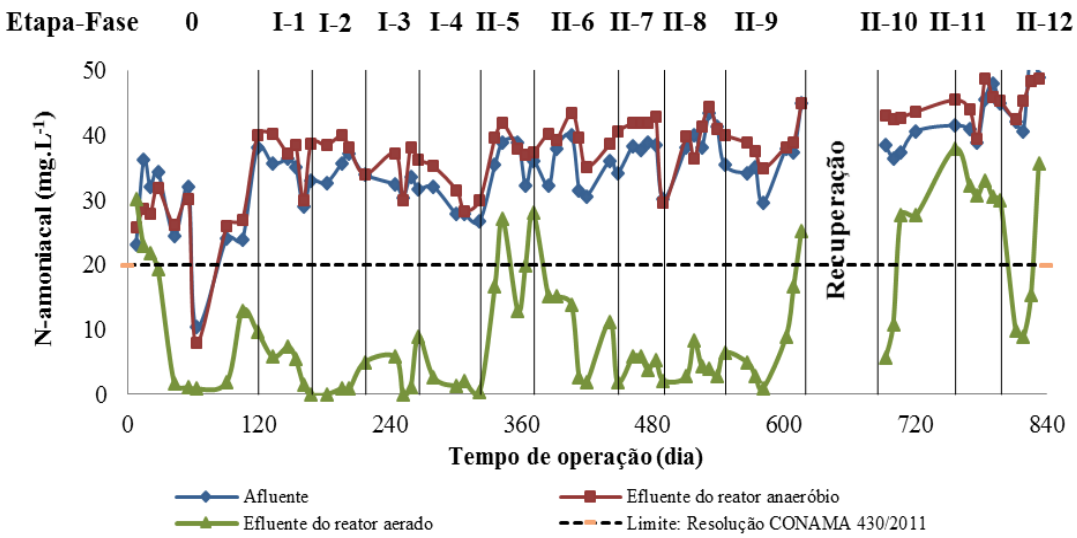

Figura 5.15 - Resultados da concentração de N-amoniacal para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental**.**

Na Figura 5.14 observa-se que ocorreu conversão de NTK ao longo do sistema experimental. Na Figura 5.15, foi observado que no reator anaeróbio ocorreu amonificação, em quantidade expressiva, e houve flutuações na concentração de N-amoniacal no efluente do reator aerado. Essas flutuações ocorreram devido à instabilidade, principalmente durante a Fase 5 e a partir da Fase 9, do processo de

nitrificação no reator aerado. Foi constatado que a concentração de N-amoniacal, após o período de início de operação, ultrapassou 20mg.L^{-1} (valor do padrão de lançamento N-amoniacal – CONAMA 430/2011) durante a Fase 5 e a partir da Fase 9. Constata-se que, apesar das dificuldades operacionais, o sistema teve bom desempenho no que se refere a concentração de N-amoniacal no efluente final na parte das fases experimentais. O limite de 20mg.L^{-1} foi apenas ultrapassado nas Fases 5; 10 e 11. Na Fase 5 foi constatada que a aeração foi insuficiente devido ao ciclo de aeração curto e isso gerou baixa concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração, e, portanto, ocorreu acúmulo de N-amoniacal. Na Fase 6, foram adicionados mais aeradores no sistema, para que o OD não fosse um fator limitante no sistema. A partir da Fase 9, o aumento da concentração de N-amoniacal ao longo do período foi devido à instabilidade da concentração de biomassa do reator aerado, por causa do arraste de lodo que acarretou diminuição da taxa de nitrificação.

Quanto ao N-orgânico, foi observada sua conversão ou remoção, ao longo do sistema experimental (reator anaeróbio seguido de reator aerado).

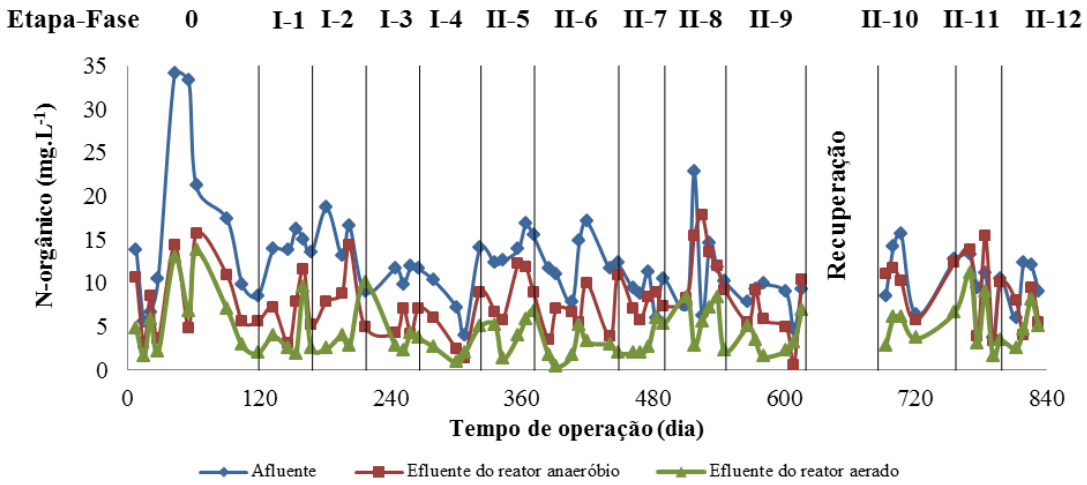

Figura 5.16 - Resultados da concentração de N-orgânico para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

Na Tabela 5.23 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência de conversão de NTK para amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período operação. No reator anaeróbio o que ocorre é a conversão de NTK a N-amoniacal e no reator aerado é a conversão do NTK (N-amoniacal) a nitrato.

Tabela 5.23 - Eficiência de conversão de NTK de amostra bruta ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de conversão de NTK (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Conversão no reator anaeróbio	17,00	14,96	0,88	1,41	46,55	10
	Conversão no reator aerado	47,26	25,53	0,54	4,29	77,42	10
	Conversão no sistema experimental	55,08	25,34	0,46	5,63	87,93	10
I - 1	Conversão no reator anaeróbio	8,76	6,37	0,73	3,92	19,51	5
	Conversão no reator aerado	81,51	8,29	0,10	73,53	94,44	5
	Conversão no sistema experimental	83,27	7,45	0,09	75,00	94,74	5
I - 2	Conversão no reator anaeróbio	5,72	5,42	0,95	0,00	11,10	4
	Conversão no reator aerado	85,07	15,17	0,18	62,50	94,74	4
	Conversão no sistema experimental	86,28	13,23	0,15	66,70	95,24	4
I - 3	Conversão no reator anaeróbio	5,11	3,54	0,69	0,00	7,89	4
	Conversão no reator aerado	82,98	10,18	0,12	70,73	94,29	4
	Conversão no sistema experimental	83,60	10,35	0,12	70,73	94,74	4
I - 4	Conversão no reator anaeróbio	4,61	2,15	0,47	2,50	6,67	4
	Conversão no reator aerado	88,33	3,67	0,04	85,71	93,75	4
	Conversão no sistema experimental	88,90	3,38	0,04	86,67	93,94	4
II - 5	Conversão no reator anaeróbio	5,02	3,92	0,78	0,00	10,00	5
	Conversão no reator aerado	46,47	15,37	0,33	25,00	66,67	5
	Conversão no sistema experimental	49,44	13,11	0,27	32,50	68,29	5
II -6	Conversão no reator anaeróbio	3,47	4,03	1,16	0,00	10,81	7
	Conversão no reator aerado	75,47	12,23	0,16	61,76	92,50	7
	Conversão no sistema experimental	76,03	11,81	0,16	61,76	91,67	7
II - 7	Conversão no reator anaeróbio	1,82	4,07	2,24	0,00	9,09	5
	Conversão no reator aerado	82,75	3,46	0,04	78,57	87,18	5
	Conversão no sistema experimental	82,22	4,49	0,05	75,00	87,18	5
II - 8	Conversão no reator anaeróbio	2,94	7,20	2,45	0,00	17,65	6
	Conversão no reator aerado	80,21	2,46	0,03	76,92	83,33	6
	Conversão no sistema experimental	79,47	2,46	0,03	75,68	82,35	6
II - 9	Conversão no reator anaeróbio	2,30	3,61	1,57	0,00	7,89	6
	Conversão no reator aerado	70,84	20,51	0,29	42,22	93,94	6
	Conversão no sistema experimental	71,08	20,18	0,28	40,91	93,75	6
II - 10	Conversão no reator anaeróbio	0,00	0,00	-	0,00	0,00	5
	Conversão no reator aerado	49,84	25,70	0,52	22,92	84,44	5
	Conversão no sistema experimental	47,24	26,31	0,56	17,78	82,05	5
II - 11	Conversão no reator anaeróbio	2,95	4,45	1,51	0,00	10,00	5
	Conversão no reator aerado	31,37	7,46	0,24	22,22	40,00	5
	Conversão no sistema experimental	30,84	8,33	0,27	20,00	40,00	5
II - 12	Conversão no reator anaeróbio	6,17	4,67	0,76	0,00	11,32	4
	Conversão no reator aerado	58,17	23,18	0,40	25,00	75,61	4
	Conversão no sistema experimental	60,68	21,15	0,35	29,79	74,42	4

Como já apresentado, foi verificado que a concentração de NTK no efluente do reator aerado teve ampla variação, visto que o desvio padrão se aproximou do valor médio

(coeficiente de dispersão alto), na maioria das fases. O mesmo comportamento foi constatado para a eficiência de conversão de NTK para nitrato ao longo do sistema experimental. Isso ocorreu por causa da instabilidade do processo de nitrificação que esteve diretamente relacionado com a perda de biomassa ocasionada pelo arraste de lodo no decantador.

Ao observar os dados da Tabela 5.23, foi constado que a partir da Fase 1 da Etapa I a eficiência de conversão global de NTK para amostra bruta foi maior que 80%, o que não ocorreu na Etapa II. Na Fase 5 foi constatada queda da atividade nitrificante, que esteve relacionada às concentrações de oxigênio dissolvido muito baixa no tanque de aeração. De maneira geral, foi constatado que para se conseguir a nitrificação, com sucesso, o teor de OD no período de aeração precisaria ser sensivelmente aumentado para valores maiores que 1,0mgO_2.L^{-1} quando o reator for operado sob aeração intermitente com ciclos de aeração de 30 minutos. Na Fase 6, também foi verificada baixa atividade nitrificante, mesmo após a reinoculação de lodo aeróbio com bactérias nitrificante; após 36 dias de operação, foi aumentada significativamente a quantidade de ar injetada no sistema, porém devido a alguns problemas no sistema de automatização, o sistema de aeração/agitação ficou comprometido o que acarretou instabilidade no processo de nitrificação. A partir da Fase 9, foi observada, novamente, queda da atividade nitrificante que esteve relacionada a perda de biomassa no reator aerado e instabilidade do lodo no tanque de aeração, mesmo após as reinoculações realizadas.

De acordo com van Haandel e van der Lubbe (2007), quando o processo de nitrificação é desenvolvido, possivelmente pode ocorrer a desnitrificação no decantador, o que leva a formação de uma camada de lodo que flota. Com isso, o lodo escapa do sistema junto com o efluente, e como consequência há redução da idade de lodo e da massa de lodo no sistema. A massa de lodo que permanece no sistema pode ser insuficiente para metabolizar a matéria orgânica afluente e, além disso, a redução da idade de lodo pode ocasionar a perda das bactérias nitrificantes do sistema e assim é interrompido o processo de nitrificação.

Esse comportamento relatado por van Haandel e van der Lubbe (2007) ocorreu durante todo o período experimental e foi responsável pela variação na atividade das bactérias nitrificantes. Com isso, quando ocorria esse fenômeno era observada diminuição da taxa de nitrificação, o que, evidentemente, acarretava aumento da concentração de N-amoniacal no efluente do reator aerado. O impacto da instabilidade da concentração de

biomassa foi muito grande no sistema experimental e esteve atrelado às suas dimensões, uma vez que era uma unidade em escala de bancada.

A Figura 5.17 mostra o comportamento da eficiência de conversão de NTK ao longo do sistema experimental.

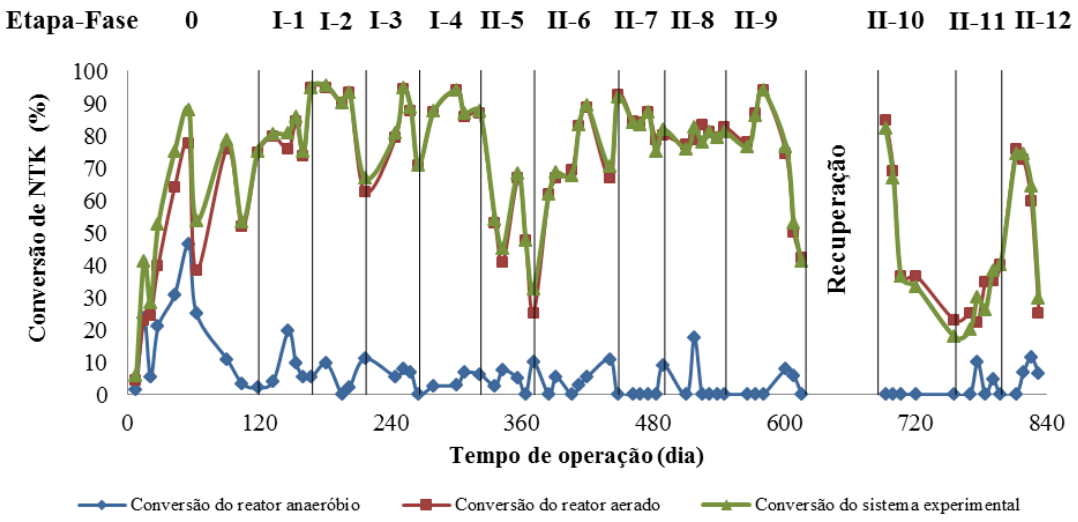

Figura 5.17 - Resultados da conversão de NTK para amostra bruta ao longo do sistema experimental.

Os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados das concentrações de NOx (nitrito mais nitrato) para o esgoto afluente e de nitrito e de nitrato para o efluente do reator aerado, para amostra filtrada em membrana com abertura de poro de tamanho médio de 0,45µm, durante o período operação são expostos na Tabela 5.24.

Observa-se que até a Fase 4 o objetivo dos experimentos era testar diferentes formas de se operar o reator aerado, com setores aerados ou misturados. Na Fase 5 foi iniciada a aeração intermitente. Em todas as fases objetivou-se alcançar nitrificação elevada e estável, e, se possível, desnitrificação.

As análises para o balanço de nitrogênio total no sistema experimental foram feitas para amostras filtradas em membranas com tamanho de poro de 0,45µm. A concentração de nitrito e nitrato começou a ser avaliada após dois meses do início da operação do sistema. O balanço de nitrogênio só começou a ser feito a partir do 63º dia de operação. O balanço de N-total no sistema foi feito somando a concentração de NTK mais a de nitrito e a de nitrato das amostras filtradas.

Tabela 5.24 - Concentração de N-NOx no afluente e de nitrito e de nitrato no efluente do reator aerado de amostra filtrada durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável – N-NOx ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente -NOx	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	1	1	1,02	0	1	4
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	16	6	0,37	10	22	4
I - 1	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	28	6	0,21	18	33	5
I - 2	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	30	6	0,21	25	38	4
I - 3	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	26	6	0,21	20	33	4
I - 4	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	26	3	0,12	22	29	4
II - 5	Afluente -NOx	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	9	4	0,49	3	15	5
II -6	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	7
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	7
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	21	6	0,30	15	32	7
II - 7	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	23	7	0,30	13	31	5
II - 8	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	6
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	2	1	0,57	0	4	6
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	22	3	0,15	17	27	6
II - 9	Afluente -NOx	*	-	-	-	-	6
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	1	1	0,60	0	2	6
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	17	9	0,51	5	28	6
II - 10	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	1	1	1,12	0	4	5
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	8	10	1,19	0	20	5
II - 11	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	5
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	1	1	0,87	0	3	5
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	1	1	0,71	0	2	5
II - 12	Afluente - NOx	*	-	-	-	-	4
	Efluente do reator aerado -NO_2^-	1	2	1,35	0	3	4
	Efluente do reator aerado - NO_3^-	12	7	0,63	2	19	4

* - valor abaixo do limite de detecção

Os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados das concentrações de N-total, para amostra filtrada em membrana com abertura de poro de tamanho médio de 0,45µm, durante o período operação são expostos na Tabela 5.25.

Tabela 5.25 - Concentração N-total de amostra filtrada no afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa -Fase	Amostra	Variável - N-total filtrado ($mg.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	30	9	0,30	19	41	4
	Efluente do reator anaeróbio	28	8	0,30	18	39	4
	Efluente do reator aerado	25	7	0,27	16	32	4
I - 1	Afluente	41	2	0,06	38	44	5
	Efluente do reator anaeróbio	39	2	0,06	37	43	5
	Efluente do reator aerado	34	4	0,13	27	38	5
I - 2	Afluente	42	1	0,02	41	43	4
	Efluente do reator anaeróbio	39	2	0,05	37	42	4
	Efluente do reator aerado	34	6	0,16	27	41	4
I - 3	Afluente	37	3	0,08	33	39	4
	Efluente do reator anaeróbio	35	4	0,10	30	37	4
	Efluente do reator aerado	31	4	0,11	28	36	4
I - 4	Afluente	34	3	0,10	30	38	4
	Efluente do reator anaeróbio	32	3	0,09	29	35	4
	Efluente do reator aerado	30	3	0,12	27	35	4
II - 5	Afluente	46	4	0,08	40	50	5
	Efluente do reator anaeróbio	43	2	0,05	40	45	5
	Efluente do reator aerado	32	5	0,16	23	35	5
II -6	Afluente	44	2	0,04	43	46	7
	Efluente do reator anaeróbio	42	2	0,04	39	44	7
	Efluente do reator aerado	32	4	0,11	27	39	7
II - 7	Afluente	42	5	0,11	34	47	5
	Efluente do reator anaeróbio	41	6	0,14	31	45	5
	Efluente do reator aerado	31	7	0,24	20	39	5
II - 8	Afluente	45	3	0,07	42	48	6
	Efluente do reator anaeróbio	43	4	0,10	39	51	6
	Efluente do reator aerado	34	4	0,11	29	40	6
II - 9	Afluente	42	5	0,13	37	52	6
	Efluente do reator anaeróbio	41	5	0,12	37	51	6
	Efluente do reator aerado	31	3	0,11	26	36	6
II - 10	Afluente	45	4	0,08	42	51	5
	Efluente do reator anaeróbio	45	2	0,04	43	47	5
	Efluente do reator aerado	33	4	0,12	29	39	5
II - 11	Afluente	49	4	0,08	45	54	5
	Efluente do reator anaeróbio	49	8	0,16	42	62	5
	Efluente do reator aerado	35	4	0,12	29	40	5
II - 12	Afluente	50	5	0,10	44	54	4
	Efluente do reator anaeróbio	48	4	0,08	45	52	4
	Efluente do reator aerado	31	4	0,14	28	37	4

$N\text{-}total_{filtrado} = (NTK + Nitrito + Nitrato)_{filtrado}$

Na Figura 5.18 estão representadas as concentrações de N-total (NTK + Nitrito + Nitrato) para amostras filtradas, em membrana com abertura de poro de tamanho médio de 0,45µm, ao longo do sistema experimental.

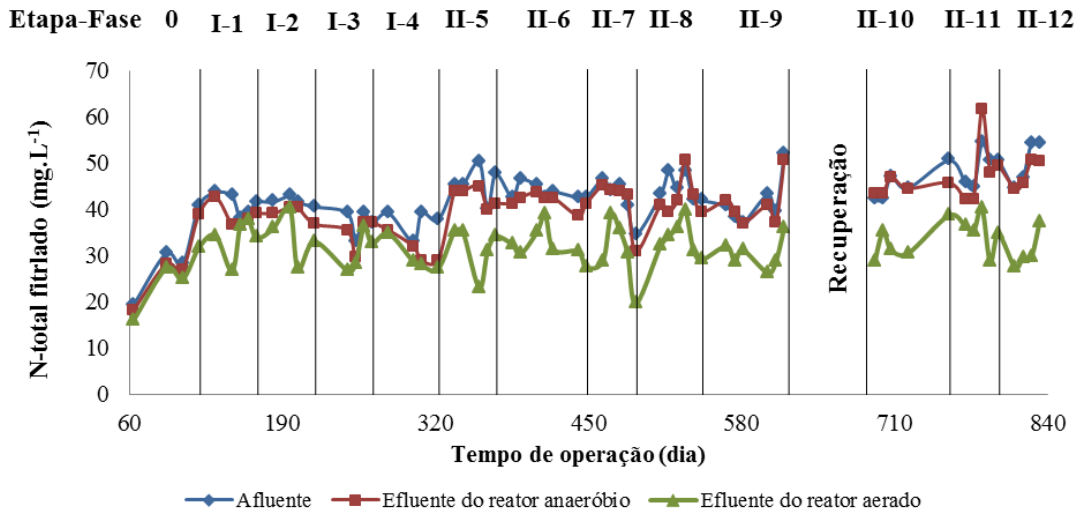

Figura 5.18 - Resultados da concentração de N-total para amostra filtrada do afluente, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aerado durante o período de operação do sistema experimental.

Na Tabela 5.26 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência de remoção de N-total para amostra filtrada ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Quanto à remoção de N-total, foi observado que o sistema apresentou baixa eficiência, e houve um pequeno incremento na remoção de N na Etapa II, quando o reator aerado foi operado com aeração intermitente quando comparado com a Etapa I na qual o reator aerado foi operado por setorização sem separação física. Destaca-se, que na última Fase de estudo da Etapa II, a eficiência média de remoção aumentou em relação às fases anteriores, no entanto, mesmo assim, não foi satisfatória. Valores de eficiência de remoção de nitrogênio maiores que 40% foram alcançados nas Fases 5; 11 e 12. O maior valor obtido foi de 48,82% para remoção de nitrogênio na Fase 5 quando a concentração de SSVTA foi de 1.515mg.L^{-1} e o valor da relação DBO/NTK afluente ao reator aerado foi de 2,6.

Tabela 5.26 - Eficiência de remoção de N-total ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção N-total filtrado (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Remoção reator anaeróbio	5,4	1,6	0,30	4,0	7,6	4
	Remoção reator aerado	10,4	6,6	0,63	3,1	18,6	4
	Remoção sistema experimental	15,3	5,4	0,36	10,5	22,1	4
I - 1	Remoção reator anaeróbio	5,7	5,0	0,87	2,3	14,3	5
	Remoção reator aerado	12,3	11,7	0,95	0,7	27,3	5
	Remoção sistema experimental	17,0	14,1	0,83	3,7	37,7	5
I - 2	Remoção reator anaeróbio	5,8	2,6	0,44	2,9	9,1	4
	Remoção reator aerado	13,6	13,2	0,97	2,9	32,8	4
	Remoção sistema experimental	18,1	12,3	0,68	5,4	34,7	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	6,0	4,5	0,75	0,0	9,7	4
	Remoção reator aerado	10,7	7,7	0,72	3,0	17,8	4
	Remoção sistema experimental	16,1	7,2	0,45	8,0	25,5	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	1,3	1,5	1,19	0,0	3,0	4
	Remoção reator aerado	9,0	9,7	1,09	0,0	22,0	4
	Remoção sistema experimental	11,3	11,8	1,05	0,6	28,0	4
II - 5	Remoção reator anaeróbio	5,8	5,7	0,98	0,0	13,4	5
	Remoção reator aerado	25,7	13,1	0,51	17,1	48,8	5
	Remoção sistema experimental	29,8	13,8	0,46	22,1	54,1	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	4,1	3,3	0,80	0,0	9,1	7
	Remoção reator aerado	22,6	8,0	0,35	8,6	33,6	7
	Remoção sistema experimental	25,7	9,1	0,35	8,6	35,4	7
II - 7	Remoção reator anaeróbio	3,1	4,3	1,36	0,0	10,4	5
	Remoção reator aerado	26,6	10,9	0,41	11,9	36,4	5
	Remoção sistema experimental	27,7	12,8	0,46	11,5	42,9	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	5,8	6,5	1,14	0,0	17,9	6
	Remoção reator aerado	20,8	6,1	0,29	13,4	28,2	6
	Remoção sistema experimental	24,6	5,2	0,21	17,9	30,5	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	2,3	2,8	1,22	0,0	6,1	6
	Remoção reator aerado	25,6	6,8	0,26	15,6	35,7	6
	Remoção sistema experimental	26,4	8,1	0,31	15,6	39,1	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	1,9	4,2	2,24	0,0	9,5	5
	Remoção reator aerado	26,7	8,9	0,33	15,4	34,0	5
	Remoção sistema experimental	27,4	7,3	0,27	16,5	33,6	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	4,1	3,0	0,74	0,0	7,9	5
	Remoção reator aerado	27,0	11,5	0,42	13,8	40,2	5
	Remoção sistema experimental	28,4	9,3	0,33	20,6	43,1	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	3,9	3,4	0,86	0,0	6,8	4
	Remoção reator aerado	35,6	6,9	0,19	26,3	42,6	4
	Remoção sistema experimental	37,8	5,7	0,15	31,3	45,1	4

Balku (2007), em seu estudo, verificou o mesmo comportamento do presente estudo quando comparou, em termos de remoção de nitrogênio, os resultados de um sistema de lodos ativados convencional e um sistema com ciclos alternados, constatando que a eficiência de remoção de nitrogênio no sistema convencional foi de 24,37%,

enquanto no sistema com ciclos alternados foi de 71,10%, ambos os sistemas foram operados com nível de OD igual a 2g.m^{-3}.

Outro estudo que também apontou que a aeração intermitente é melhor para remoção de nitrogênio foi desenvolvido por Eusebi et al. (2009). No estudo foi avaliado um sistema convencional e a remoção de nitrogênio alcançada foi de 51%. Quando o mesmo sistema foi operado com ciclos alternados a eficiência de remoção aumentou para 79%.

Na Figura 5.19 é ilustrado o comportamento da eficiência de remoção de N-total, para amostras filtradas, ao longo do sistema experimental.

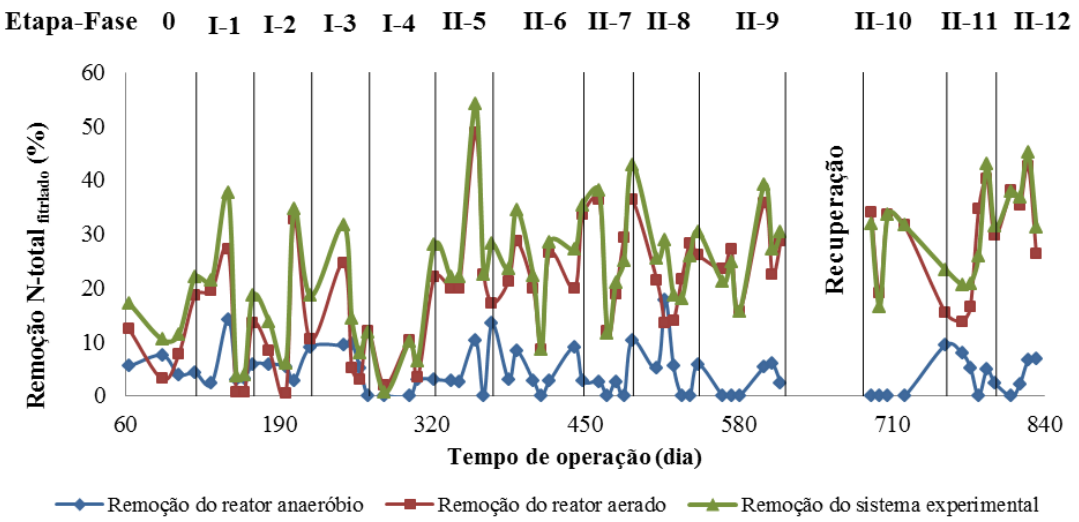

Figura 5.19 - Resultados da eficiência de remoção de N-total para amostra filtrada ao longo do sistema experimental.

Na Tabela 5.27 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação, calculada de acordo com as Equações 4.4 e 4.5, no reator aerado durante o período experimental.

A Figura 5.20 ilustra o comportamento da eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação no reator aerado durante o período experimental.

Por meio dos resultados expostos na Tabela 5.27 e ilustrados na Figura 5.20 é possível observar que quando a eficiência do processo de nitrificação diminuía, a eficiência do processo de desnitrificação tendeu a aumentar.

Tabela 5.27 - Eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação durante o período operação do sistema experimental

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de do processo de nitrificação e desnitrificação (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Eficiência de nitrificação	70,5	12,6	0,18	54,2	84,0	4
	Eficiência de desnitrificação	15,1	8,8	0,58	3,7	24,7	4
I - 1	Eficiência de nitrificação	84,8	7,7	0,09	76,7	96,9	5
	Eficiência de desnitrificação	14,8	14,9	1,01	0,8	35,6	5
I - 2	Eficiência de nitrificação	90,5	7,0	0,08	80,0	94,1	4
	Eficiência de desnitrificação	15,0	13,9	0,93	3,1	34,9	4
I - 3	Eficiência de nitrificação	85,5	11,0	0,13	71,4	96,4	4
	Eficiência de desnitrificação	13,4	10,6	0,79	3,3	23,5	4
I - 4	Eficiência de nitrificação	88,3	5,9	0,07	82,2	93,3	4
	Eficiência de desnitrificação	8,0	5,9	0,74	0,0	13,9	4
II - 5	Eficiência de nitrificação	45,9	17,4	0,38	25,0	71,4	5
	Eficiência de desnitrificação	55,9	13,0	0,23	37,3	68,3	5
II -6	Eficiência de nitrificação	74,4	13,8	0,19	62,5	93,8	7
	Eficiência de desnitrificação	31,0	10,5	0,34	10,1	45,0	7
II - 7	Eficiência de nitrificação	82,1	3,6	0,04	77,1	85,7	5
	Eficiência de desnitrificação	32,5	12,5	0,38	14,5	45,4	5
II - 8	Eficiência de nitrificação	78,2	2,4	0,03	75,0	81,3	6
	Eficiência de desnitrificação	26,5	7,4	0,28	17,9	36,5	6
II - 9	Eficiência de nitrificação	71,3	19,1	0,27	41,5	93,3	6
	Eficiência de desnitrificação	39,4	18,1	0,46	16,7	69,1	6
II - 10	Eficiência de nitrificação	48,4	26,6	0,55	15,8	83,3	5
	Eficiência de desnitrificação	67,5	30,7	0,46	28,4	97,1	5
II - 11	Eficiência de nitrificação	31,7	11,0	0,35	17,1	41,0	5
	Eficiência de desnitrificação	82,9	10,0	0,12	71,1	97,9	5
II - 12	Eficiência de nitrificação	62,8	23,1	0,37	29,3	78,4	4
	Eficiência de desnitrificação	61,5	20,2	0,33	45,1	89,7	4

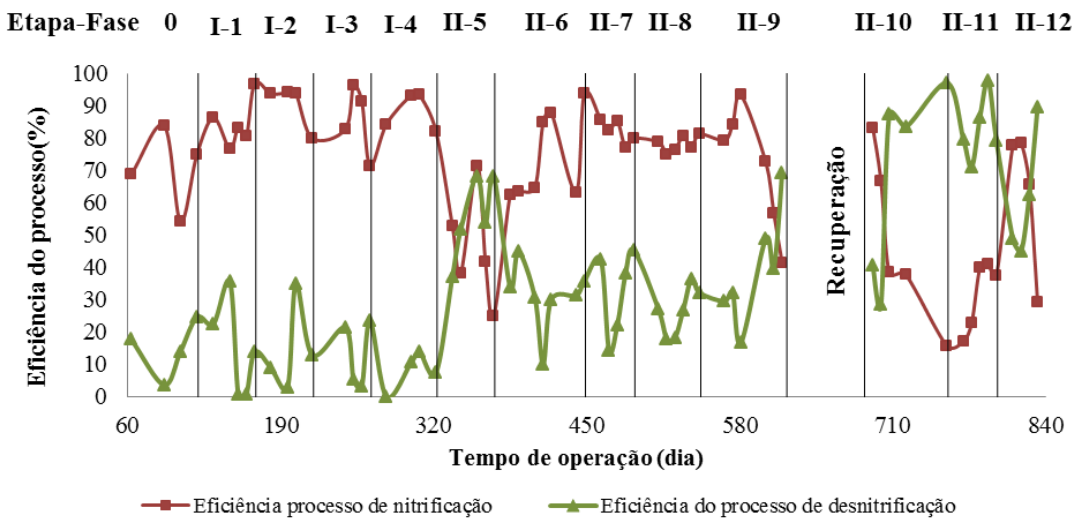

Figura 5.20 - Resultados da eficiência dos processos de nitrificação e desnitrificação no reator aerado.

A queda da eficiência do processo de nitrificação esteve relacionada na Fase 5 a baixa concentração de OD no tanque e ciclo de aeração pequeno; e nas Fases 9; 10; 11 e 12 foi devido ao arraste do lodo no decantador que desestabilizou a concentração de biomassa no tanque de aeração, ocasionando perda das bactérias nitrificantes do sistema. Observa-se que a alcalinidade presente no reator aerado foi suficiente para manter o processo de nitrificação estável e eficiente, pois de acordo com van Haandel e van der Lubbe (2007) é necessário manter o valor de alcalinidade maior que 35mg$CaCO_3$.L^{-1} para que a nitrificação ocorra eficientemente.

Na Tabela 5.28 são apresentados os valores da taxa de remoção de nitrato para reator aerado. Os valores foram calculados considerando a concentração de nitrato removida sendo igual a concentração gerada menos a concentração no efluente.

Tabela 5.28 - Taxa de remoção de nitrato para o reator aerado durante o período experimental.

Etapa-Fase	SSVTA (mg/L)	kgN-NO^{-3} $_{removido}$/ kgSSVTA.dia
0-0	860±190	0,01±0,01
I-1	1565±375	0,01±0,01
I-2	1860±345	0,01±0,01
I-3	1255±135	0,01±0,00
I-4	1760±225	0,00±0,00
II-5	1645±505	0,01±0,01
II-6	1815±270	0,01±0,00
II-7	1490±180	0,02±0,01
II-8	1200±115	0,03±0,01
II-9	1450±240	0,02±0,01
II-10	1185±390	0,03±0,01
II-11	1765±360	0,01±0,01
II-12	1705±160	0,02±0,00

Quanto ao processo de desnitrificação, constata-se com base nos resultados obtidos que havia um fator limitante que não permitia reduzir grandes quantidades de nitrato. Dentre as condições necessárias para que o processo de desnitrificação ocorresse eficientemente, possivelmente, a presença de elétron doador originado a partir da matéria orgânica biodegradável foi o fator limitante do processo dado que o sistema apresentou relação DBO/NTK muito baixa como exposto na Tabela 5.10.

De acordo com Metcalf & Eddy (2004), sistemas com pós-desnitrificação, no qual não há adição de fonte de carbono exógena ,apresentam taxa específica de desnitrificação entre 0,01 e 0,04 gN-NO_3^-.(gSSVTA.dia)$^{-1}$. Pode-se afirmar, por meio dos dados apresentados na Tabela 5.28, que os valores da taxa específica de desnitrificação

encontravam-se dentro da faixa citada pela literatura para sistemas com pós-desnitrificação..

A remoção de nitrogênio foi maior na Etapa II, na qual foi estudada a estratégia de aeração intermitente no reator aerado, assim como também é possível constatar que a conversão de NTK foi maior na Etapa I. Observa-se que não houve acúmulo de nitrito no sistema, sendo que o processo de nitrificação se deu pela via tradicional. Como exposto anteriormente, quando houve queda na conversão de NTK, a concentração de nitrato formado foi menor e maior foi a atividade desnitrificante.

Ao analisar a remoção de nitrogênio, após a apresentação de todos os resultados, constata-se que a quantidade de matéria orgânica disponível na forma de DBO, aparentemente, não foi suficiente, e foi fator limitante para o processo de desnitrificação, visto que a relação DBO/NTK na entrada do reator aerado variou entre 1,5 e 2,7 durante o período de operação do sistema experimental, o que é indicativo de escassez de material orgânico para as bactérias desnitrificantes. De acordo com Grady et al. (1999), a disponibilidade de carbono limite, com base na relação gDBO/gN-NH_4^+, para desnitrificação eficiente deve estar entre 4 e 6, e deficiência de carbono severa pode ser assumida quando a relação gDBO/gN-NH_4^+ afluente for menor que 4. Para o sistema experimental em estudo a relação gDBO/gN-NH_4^+ variou entre 1,8 e 3,3 o que mostrou falta carbono para processo de desnitrificação eficiente.

Foi apresentada na Tabela 5.10 a relação DQO/NTK. Esse valor foi calculado considerando o valor de matéria orgânica disponível na forma de DQO, considerando o valor da DQO afluente e o valor da DQO que retornava pela linha de recirculação, e os valores médios foram sempre acima de 5. Metcalf & Eddy (2004) relataram que para um sistema combinado ser eficiente na remoção de matéria orgânica e nitrogênio, a relação DQO/NTK deve ser maior que 5. No presente estudo o valor foi superior, o que indicou que havia matéria orgânica disponível para o processo de desnitrificação, porém ao observar a relação DBO/NTK os valores médios foram menores que 3. A DQO expressa a quantidade de material orgânico e inorgânico total, independente de ser biológico; enquanto a DBO expressa a quantidade de material orgânico biológico, que é facilmente utilizado como substrato pelos micro-organismos desnitrificantes do sistema e esse valor foi baixo. Para aumentar a quantidade de material facilmente degradável, no início da Fase 8, o tempo de detenção médio do reator anaeróbio foi reduzido pela metade elevando dessa forma a taxa de DBO aplicada ao reator aerado. Na Fase 12, a agitação do reator anaeróbio foi desligada como uma forma de contribuir para aumentar a quantidade de

material orgânico disponível para desnitrificação. Com a agitação desligada foi possível reduzir a eficiência de remoção do reator anaeróbio, uma vez que a agitação contribuía para que o lodo suspenso proporcionando um contato maior com o esgoto.

Como o processo de desnitrificação não foi eficiente, a concentração de nitrato no efluente foi maior que 10,0mg.L^{-1}, durante a maior parte do período experimental. Segundo Tardy et al. (2012), alta concentração de nitrato no efluente pode ocasionar sedimentação deficiente dos flocos; e, portanto perdas de lodo severas e deterioração da qualidade do efluente podem ocorrer. Esse fenômeno ocorreu com frequência no reator em estudo e interferiu na estabilidade da concentração de biomassa no tanque de aeração.

Tardy et al. (2012) fizeram simulação matemática para sistemas com aeração intermitente, com tempo de retenção celular de 15 dias e concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração de 2.300mg.L^{-1}. Foi sugerido pela simulação que, apesar da razão DBO/N-amoniacal no afluente ser 6,1 (valor considerado como disponibilidade de carbono apropriada), a provável falta de fonte de carbono causou desnitrificação limitada. Os autores concluíram que aplicação de aeração intermitente pode prejudicar severamente a desnitrificação, quando parte da DBO afluente é eliminada através de processo aeróbio na fase aeróbia; logo, tecnologias com aeração intermitente podem somente ser usadas com segurança para remoção biológica de nitrogênio com afluente com altas razões DBO/N-amoniacal (possivelmente maior que 8). No presente estudo não foi possível obter relação DBO/N-amoniacal maior que 8, o que, provavelmente, gerou baixa remoção de nitrogênio.

Por meio do teste do ANOVA, foi possível avaliar se houve diferenças significativas entre os valores médios de remoção de nitrogênio durante o período experimental. Os resultados do ANOVA mostraram que os valores médios de remoção de nitrogênio obtidos durante a Etapa I, quando o reator aerado foi operado com setores aerados e não aerados, não apresentaram evidências estatísticas de que as médias eram diferentes. Para a Etapa II, quando o reator aerado foi operado com aeração intermitente, o ANOVA mostrou que não houve diferença significativa entre os valores médios de remoção de nitrogênio. Com isso, pode-se afirmar que a remoção de nitrogênio esteve atrelada a estratégia de operação utilizada no reator aerado visto que os valores médios de remoção de nitrogênio da Etapa I tiveram diferenças significativas para os da Etapa II, por consequência, a aeração intermitente foi melhor que a setorização com regiões aeradas e não aeradas. Infere-se, a partir do resultado do teste do ANOVA, que o valor da razão de recirculação interna usado no estudo não teve efeito na remoção de nitrogênio, uma vez

que não houve diferença significativa entre os valores médios para as fases que compreenderam a Etapa I e II.

5.3.6. Fosfato total

As determinações de fósforo obtidas durante a operação do sistema experimental são expressas na forma de fosfato total. Na Tabela 5.29 são apresentados os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as concentrações de fosfato durante o período experimental.

Tabela 5.29 - Concentração de fosfato total para o afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado durante o período experimental.

Etapa - Fase	Amostra	Variável - $P\text{-}PO_4^{3-}$ (mg $P\text{-}PO_4^{3-}.L^{-1}$)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Afluente	13,5	4,8	0,36	7,4	18,9	9
	Efluente do reator anaeróbio	8,5	3,2	0,38	5,6	16,4	9
	Efluente do reator aerado	7,6	2,8	0,37	4,6	13,9	9
I - 1	Afluente	14,7	3,6	0,25	11,9	20,9	5
	Efluente do reator anaeróbio	9,4	1,2	0,13	8,1	11,3	5
	Efluente do reator aerado	8,1	0,8	0,10	7,4	9,3	5
I - 2	Afluente	9,8	2,0	0,20	7,5	11,6	4
	Efluente do reator anaeróbio	8,2	3,0	0,36	4,9	11,5	4
	Efluente do reator aerado	6,8	2,0	0,30	4,2	8,9	4
I - 3	Afluente	10,0	1,1	0,11	8,9	11,3	4
	Efluente do reator anaeróbio	7,1	1,0	0,14	6,2	8,1	4
	Efluente do reator aerado	6,5	0,8	0,13	5,9	7,7	4
I - 4	Afluente	12,1	2,8	0,23	7,1	14,3	5
	Efluente do reator anaeróbio	11,5	3,2	0,28	6,0	14,1	5
	Efluente do reator aerado	10,9	2,7	0,25	6,3	12,9	5
II - 5	Afluente	14,1	1,6	0,11	12,0	15,7	5
	Efluente do reator anaeróbio	13,9	0,8	0,06	12,8	14,6	5
	Efluente do reator aerado	9,0	0,2	0,02	8,8	9,3	5
II -6	Afluente	11,9	2,9	0,24	7,2	14,8	7
	Efluente do reator anaeróbio	12,0	2,8	0,24	7,9	14,7	7
	Efluente do reator aerado	8,0	2,5	0,31	4,4	11,3	7
II - 7	Afluente	13,8	1,1	0,08	12,6	15,5	5
	Efluente do reator anaeróbio	13,8	1,4	0,10	12,5	15,8	5
	Efluente do reator aerado	8,7	1,0	0,12	7,4	10,1	5
II - 8	Afluente	12,2	1,0	0,08	11,0	13,6	6
	Efluente do reator anaeróbio	12,0	0,7	0,05	10,9	12,8	6
	Efluente do reator aerado	8,0	0,4	0,05	7,3	8,5	6
II - 9	Afluente	8,2	3,2	0,39	5,6	13,3	6
	Efluente do reator anaeróbio	7,5	2,1	0,28	5,6	10,9	6
	Efluente do reator aerado	5,3	1,6	0,30	3,6	7,6	6
II - 10	Afluente	14,6	1,2	0,08	12,8	15,8	5
	Efluente do reator anaeróbio	15,9	0,8	0,05	14,9	16,9	5
	Efluente do reator aerado	9,5	0,5	0,06	8,8	10,0	5
II - 11	Afluente	9,3	2,2	0,23	7,1	12,3	5
	Efluente do reator anaeróbio	10,9	8,5	0,78	8,5	13,6	5
	Efluente do reator aerado	5,2	2,2	0,41	2,2	7,5	5
II - 12	Afluente	6,5	0,9	0,14	5,3	7,2	4
	Efluente do reator anaeróbio	6,6	1,0	0,15	5,6	7,9	4
	Efluente do reator aerado	4,4	1,1	0,25	3,6	6,0	4

Na Figura 5.21 são apresentados os resultados da concentração de fósforo na forma de fosfato total para o sistema experimental.

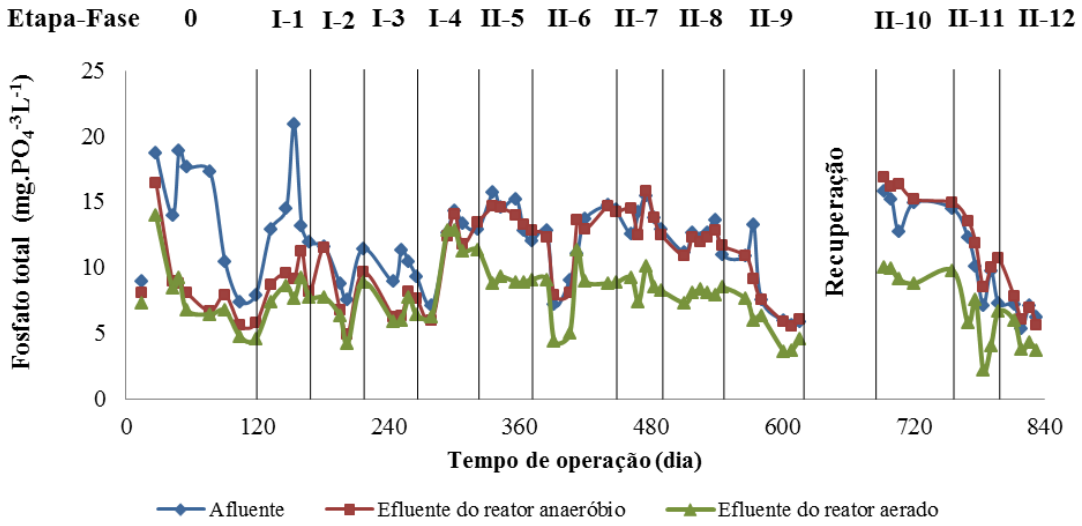

Figura 5.21 - Resultados da concentração de fosfato total para o afluente, o efluente do reator anaeróbio e o efluente do reator aerado ao longo do período experimental.

A concentração de fósforo total afluente é classificado como baixa intensidade de acordo com Metcalf & Eddy (2004).

Observa-se que nas Fases 9; 11 e 12 ocorreu queda na concentração de fosfato afluente. Como não houve mudanças em outras variáveis do esgoto bruto que alimentava o sistema, sugere-se que a queda poderia estar relacionada a ausência de lançamento de algum efluente, que continha fósforo, na rede de esgoto.

Os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para eficiência de remoção de fosfato total ao longo do sistema experimental estão expostos na Tabela 5.30.

Foi observado que ocorreu remoção de fosfato ao longo do sistema (acima de 30%), com exceção da Fase 4, na qual foi obtida baixa taxa de remoção. Provavelmente, a queda na eficiência de remoção na Fase 4 esteve relacionada com ao valor médio da massa de DQO aplicada pela massa de SSVTA no reator aerado, que foi de 0,26kgDQO.(kgSSVTA.dia)$^{-1}$, valor esse inferior aos obtidos nas fases anteriores.

Remoções de fosfato acima de 50% foram observadas nas Fases 1; 9 e 11. A maior eficiência de remoção ocorreu na Fase 11 e o valor foi de 69,7%; sendo que a concentração de SSVTA foi de 2.120mg.L^{-1} e o valor de massa de DQO aplicada no reator aerado foi de 0,41kgDQO.(kgSSVTA.dia)$^{-1}$.

Tabela 5.30 - Eficiência de remoção da concentração de fosfato total ao longo do sistema experimental durante o período de operação.

Etapa -Fase	Amostra	Eficiência de remoção $P\text{-}PO_4^{3-}$ (%)					
		X	σ	X/ σ	Mín.	Máx.	Nº de amostras
0	Remoção reator anaeróbio	33,7	18,8	0,56	9,7	61,4	9
	Remoção reator aerado	11,4	6,8	0,60	0,0	20,4	9
	Remoção sistema experimental	41,5	15,0	0,36	18,8	62,9	9
I - 1	Remoção reator anaeróbio	33,8	15,0	0,44	14,3	56,5	5
	Remoção reator aerado	12,8	5,4	0,42	4,6	18,0	5
	Remoção sistema experimental	42,3	12,9	0,30	29,7	63,5	5
I - 2	Remoção reator anaeróbio	18,5	14,5	0,78	0,5	35,1	4
	Remoção reator aerado	15,4	12,1	0,79	6,5	32,9	4
	Remoção sistema experimental	31,9	9,2	0,29	22,6	44,2	4
I - 3	Remoção reator anaeróbio	28,7	11,6	0,40	18,1	44,4	4
	Remoção reator aerado	8,1	5,4	0,67	5,0	16,2	4
	Remoção sistema experimental	34,8	8,9	0,26	26,3	47,2	4
I - 4	Remoção reator anaeróbio	6,5	7,4	1,15	0,0	16,6	5
	Remoção reator aerado	5,8	6,7	1,15	0,0	15,8	5
	Remoção sistema experimental	10,2	6,0	0,59	0,0	15,8	5
II - 5	Remoção reator anaeróbio	3,0	4,1	1,38	0,0	7,9	5
	Remoção reator aerado	35,0	4,1	0,12	29,2	40,1	5
	Remoção sistema experimental	35,4	8,0	0,23	24,6	44,3	5
II -6	Remoção reator anaeróbio	3,2	4,1	1,26	0,0	11,0	6
	Remoção reator aerado	33,5	9,5	0,28	16,9	44,5	6
	Remoção sistema experimental	32,4	15,1	0,47	0,0	45,1	6
II - 7	Remoção reator anaeróbio	3,2	5,1	1,63	0,0	12,0	5
	Remoção reator aerado	37,1	2,6	0,07	34,1	41,0	5
	Remoção sistema experimental	36,8	7,8	0,21	26,3	48,1	5
II - 8	Remoção reator anaeróbio	2,7	2,0	0,75	0,0	6,2	6
	Remoção reator aerado	33,1	3,8	0,11	27,3	38,2	6
	Remoção sistema experimental	34,0	6,5	0,19	22,6	42,0	6
II - 9	Remoção reator anaeróbio	5,7	12,4	2,17	0,0	31,0	6
	Remoção reator aerado	29,5	8,0	0,27	16,4	38,6	6
	Remoção sistema experimental	33,0	13,3	0,40	16,8	54,7	6
II - 10	Remoção reator anaeróbio	0,0	0,0	-	0,0	0,0	5
	Remoção reator aerado	40,1	3,7	0,09	34,5	44,2	5
	Remoção sistema experimental	34,8	4,7	0,13	28,7	41,2	5
II - 11	Remoção reator anaeróbio	0,0	0,0	-	0,0	0,0	5
	Remoção reator aerado	53,1	16,1	0,30	36,4	74,6	5
	Remoção sistema experimental	42,8	25,4	0,59	8,2	69,7	5
II - 12	Remoção reator anaeróbio	2,8	4,5	1,59	0,0	9,4	4
	Remoção reator aerado	33,8	6,9	0,20	23,7	38,6	4
	Remoção sistema experimental	31,9	11,3	0,36	16,8	41,5	4

A Figura 5.22 ilustra os resultados de eficiência de remoção de fosfato durante o período experimental.

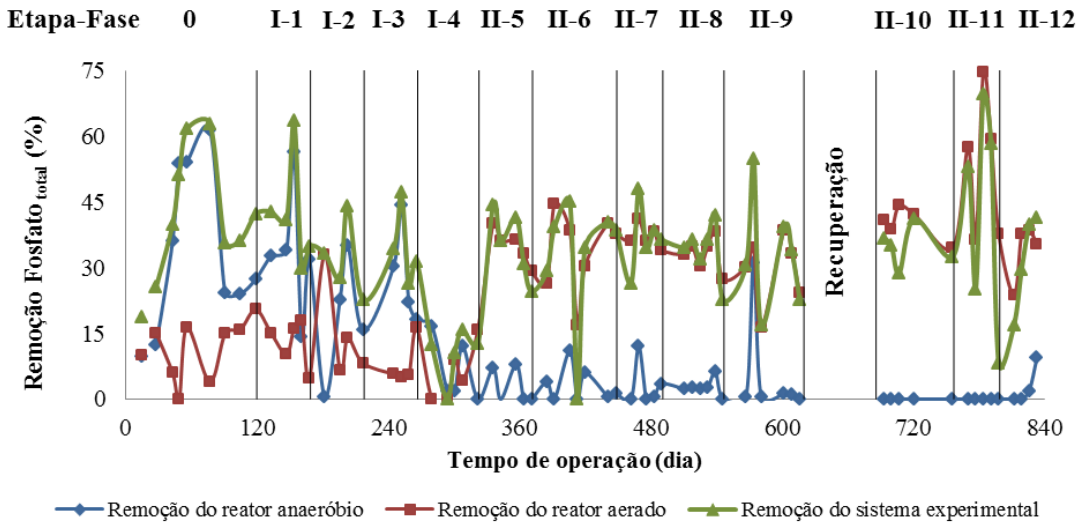

Figura 5.22 - Resultados de eficiência de remoção da concentração de fosfato total ao longo do sistema experimental.

De acordo com Tardy et al. (2012), em sistemas com deficiência em carbono, dificilmente é alcançada remoção biológica eficiente de fósforo. Como o sistema experimental em estudo apresentou escassez de fonte de carbono, fato que foi comprovado pelo valor baixo de DBO no afluente do sistema experimental, as eficiências de remoção de fósforo obtidas ao longo do período experimental não foram satisfatórias.

No estudo de Begun e Batista (2013), que avaliaram desnitrificação e remoção de fósforo simultânea, ocorreu taxa baixa de desnitrificação [2,1mgN.(gSSV)$^{-1}$] quando não foi usado afluente sem fonte suplementar de carbono. Destaca-se que a variação na concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração foi considerada durante a análise dos resultados, porém os valores não são apresentados, assim como o tempo de retenção celular. Este resultado demonstrou que se desnitrificação é introduzida sem fonte de carbono suplementar, a remoção de fósforo é afetada negativamente, porque fósforo suficiente não é liberado nas zonas anóxicas. Isto é, se fósforo suficiente não é liberado na zona anóxica, as bactérias entram na zona aeróbia sem conter polihidroxialcanoatos suficiente armazenados dentro das células para ser utilizado durante o consumo de fósforo na zona aeróbia. Como conclusão, os autores relataram que para sistema de remoção de nutrientes em que as concentrações de ácidos voláteis são baixas, a remoção de fósforo é melhor quando a desnitrificação não é incorporada ao sistema. Quando a desnitrificação for incorporada ao sistema que visa à remoção de fósforo, cuidados devem ser considerados como adicionar quantidades estequiométricas de fonte de carbono suplementar para alcançar o nível de desnitrificação desejado. No entanto, adição de fonte

de carbono maior que o necessário, pode impactar negativamente a concentração de fósforo no efluente, pois mais fósforo é liberado e também porque as bactérias acumuladoras de fosfato podem usar o carbono suplementar livre disponível em vez de usar os polihidroxialcanoatos.

De acordo com van HAANDEL e van der LUBBE (2007), tanto a remoção biológica de fósforo como a remoção de nitrogênio são limitadas pela disponibilidade de material facilmente biodegradável e os micro-organismos responsáveis por cada processo podem competir entre si pelo composto disponível.

Desse modo, o relato de Begun e Batista (2013) e a afirmação de van HAANDEL e van der LUBBE (2007) corroboram para afirmar que a escassez de material orgânico no sistema experimental impactou de forma negativa a remoção de fósforo e de nitrogênio uma vez que não foram obtidos valores de remoção satisfatórios para ambos.

A partir da análise do ANOVA, infere-se que as médias obtidas para remoção de fosfato na Etapa I (Fases 1; 2; 3 e 4) para o reator aerado foram consideradas iguais, diante disso afirma-se que nem o número de setores aerados e não aerados nem a razão de recirculação interna tiveram influência na remoção de fosfato.

Para as Fases 5; 6; 7 e 8 da Etapa II foi constatado pelo ANOVA que não houve diferença significativa entre valores médios de eficiência de remoção de fosfato obtidos para o reator aerado, o que reforça que nem a estratégia operacional de controle de aeração intermitente por tempo variável ou pré-fixado, nem a razão de recirculação interna, impactaram a variável estudada.

Por meio do ANOVA constatou-se que houve diferença significativa entre os valores médios de remoção de fosfato nas Fases 9; 10; 11 e 12 da Etapa II, o que foi devido, principalmente, à instabilidade dos processos biológicos no reator aerado que começaram a ocorrer a partir da Fase 9, na qual houve grande variação na concentração de SSV no tanque de aeração. Comparando os valores médios de remoção, obtidos para essas fases, a Fase 11 foi a que apresentou maior valor médio de remoção de fosfato de 53,1% quando comparado aos das Fases 9; 10 e 12 para o reator aerado. Na Fase 11 também foi observada maior concentração de SSVTA em relação às Fases 9; 10 e 12.

5.3.7. Metais

A análise de metais começou a ser feita a partir da Fase 7 da Etapa II e teve como objetivo complementar a avaliação do sistema experimental. Essa análise foi feita com

amostra coletada no último dia de operação das Fases 7; 8; 9; 10 e 12. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 5.31.

Tabela 5.31 - Concentração de metais no afluente, efluente do reator anaeróbio, efluente do reator aerado, lodo do reator anaeróbio e lodo do reator aerado.

Etapa - Fase	Amostra	Concentrações expressas em $mg.L^{-1}$ para amostra líquida e em $mg.kg^{-1}$ para amostra sólida							
		Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
II - 7	Afluente	0,084	0,020	0,000	0,000	0,473	0,014	0,014	0,000
	Efl. do reator anaeróbio	0,128	0,040	0,002	0,000	0,280	0,010	0,016	0,000
	Efl. do reator aerado	0,036	0,000	0,015	0,018	0,046	0,008	0,000	0,000
	Lodo do reator anaeróbio	1989,40	35,00	1,40	40,40	12405,70	121,70	432,60	53,50
	Lodo do reator aerado	1343,40	14,00	2,10	20,60	5146,70	122,70	259,00	30,00
II - 8	Afluente	0,113	0,000	0,000	0,000	0,890	0,059	0,007	0,021
	Efl. do reator anaeróbio	0,123	0,020	0,000	0,007	0,712	0,029	0,015	0,031
	Efl. do reator aerado	0,052	0,000	0,001	0,006	0,292	0,034	0,021	0,031
	Lodo do reator anaeróbio	1652,80	36,00	2,70	42,00	14965,70	135,90	322,00	58,50
	Lodo do reator aerado	937,80	20,00	1,40	18,40	4804,70	256,00	199,70	32,90
II - 9	Afluente	0,108	0,190	0,019	0,017	0,450	0,022	0,002	0,000
	Efl. do reator anaeróbio	0,074	0,000	0,018	0,012	0,655	0,020	0,000	0,000
	Efl. do reator aerado	0,082	0,130	0,012	0,010	0,559	0,017	0,000	0,000
	Lodo do reator anaeróbio	1951,00	59,00	6,20	63,50	1578,90	119,40	393,50	59,70
	Lodo do reator aerado	1641,00	47,00	3,40	30,00	8721,90	120,90	266,40	34,20
II - 10	Afluente	0,086	0,010	0,003	0,008	0,645	0,030	0,000	0,010
	Efl. do reator anaeróbio	0,180	0,000	0,027	0,011	1,778	0,037	0,017	0,000
	Efl. do reator aerado	0,053	0,000	0,000	0,000	0,540	0,014	0,000	0,021
	Lodo do reator anaeróbio	2276,10	49,00	3,50	57,20	21479,20	120,80	443,70	51,60
	Lodo do reator aerado	1954,10	48,00	5,10	38,60	18457,20	127,70	757,70	70,90
II - 12	Afluente	0,179	0,030	0,009	0,004	0,469	0,023	<0,003	0,061
	Efl. do reator anaeróbio	0,321	0,100	0,014	0,029	0,963	0,023	0,008	0,069
	Efl. do reator aerado	0,235	0,140	0,017	0,023	0,158	0,014	0,076	0,051
	Lodo do reator anaeróbio	1286,50	65,00	34,60	66,30	20073,30	112,00	396,30	259,60
	Lodo do reator aerado	2338,50	65,00	11,30	376,10	6394,30	97,40	618,40	28,70

No Quadro 5.1 estão apresentados os valores limites estabelecidos pela Resolução CONAMA 430/2011 para lançamento de efluentes em corpos d'água e os valores requeridos para que o lodo possa ser usado na agricultura de acordo com a Resolução CONAMA 380/2006.

Quadro 5.1 – Limite máximo estabelecido para a concentração de metais para amostras de efluente e de lodo proveniente do tratamento de esgoto sanitário.

Amostra	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
Efluente líquido ($mg.L^{-1}$) CONAMA 430/2011	5,0	0,5	0,2	2,0	15	1,0	1,0	0,5
Lodo proveniente de processo biológico ($mg.kg^{-1}$) CONAMA 380/2006	2800	300	39	420	ND*	ND*	1500	1000

*ND – não determinado

As concentrações de todos os metais analisados para as amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado foram inferiores aos limites estabelecidos para lançamento de efluentes pela Resolução CONAMA 430/2011.

Quanto ao lodo do reator anaeróbio e o lodo do reator aerado, as concentrações de metais também foram inferiores aos limites estabelecidos pela Resolução CONAMA 380/2006, que estabelece critérios para reuso de lodo na agricultura. Destaca que houve reinoculação de lodo aerado no início das Fases 10 e 11 e de lodo anaeróbio no início da Fase 11, portanto, estão explicadas algumas diferenças nas concentrações obtidas.

Ao averiguar se a instabilidade do processo de remoção de matéria orgânica e nitrificação ocorrido ao final da Fase 9 no reator aerado estava associada a algum lançamento tóxico na rede foram analisados os resultados de metais obtidos para amostras que foram coletadas no último dia de operação dessa Fase, não houve evidência de comportamento atípico nas concentrações dos metais medidos. Ressalta-se, que foi observado comportamento anômalo para a concentração de ferro no lodo do reator anaeróbio na Fase 9, que apresentou concentrações bem inferiores em relação as outras fases.

5.3.8. Análise das estratégias de operação estudadas

Após a exposição dos resultados obtidos para as variáveis monitoradas, este subcapítulo tem o propósito de apresentar uma análise para relacionar e comparar os dados obtidos durante a operação do sistema experimental.

Os valores de pH medidos para as amostras do afluente, efluente do reator anaeróbio e efluente do reator aerado enquadraram-se na faixa recomendada para a realização dos processos biológicos.

Quanto a alcalinidade, foi realizada adição de alcalinizante no início do reator aerado para que o processo de nitrificação ocorresse sem prejuízos.

Ao analisar todos os dados obtidos durante a operação, constata-se que o sistema é indicado para remoção de matéria orgânica, visto que os valores de eficiência foram bons. No entanto, ao avaliar a remoção de nitrogênio e fósforo, constatou-se que os valores obtidos não foram satisfatórios, uma vez que foi comprovado que havia escassez de material orgânico facilmente biodegradável no sistema e instabilidade na concentração de biomassa no tanque do reator aerado.

Há resultados de pesquisas em que não ocorreram restrições à remoção de nitrogênio [Ra et a. (2000); Vocks et al. (2004); Bernat et al. (2007) e Bernat et al (2008)], mesmo com valores baixos da relação DBO/NTK, contudo nesses casos, geralmente, o teor de SSVTA (concentração maior que 3.000mg.L^{-1}) foram significativamente maiores do que aqueles alcançados nesta pesquisa. Destaca-se que nesses estudos conseguiu-se utilizar compostos armazenados internamente nas células da biomassa, tais como glicogênio e poli-β-hidroxibutirado, como doadores de elétrons para o processo de desnitrificação. No entanto, como não houve estabilidade na concentração de biomassa no reator aerado em estudo (valor médio de SSVTA sempre menor que 2.000mg.L^{-1}), a atividade das bactérias nitrificantes e desnitrificantes foi afetada o que limitou a remoção de nitrogênio no sistema.

Ressalta-se que a configuração do reator aerado contribuiu para perda de biomassa, visto que o decantador secundário foi instalado na mesma unidade. Com o intuito de evitar o arraste de lodo e permitir que o mesmo retornasse para região de reação foi colocado um difusor próximo ao fundo do decantador, formando um sistema de "*air lift*", de modo a criar uma região com diferentes densidades e permitir que houvesse o retorno do lodo para região de reação. No entanto, foi constatado que o decantador, da forma como foi projetado e operado, não é indicado para sistemas de tratamento, visto que grandes perdas de biomassa ocorreram ao longo do período experimental, o que gerou prejuízos aos processos de remoção de nitrogênio e fósforo. Uma forma de amenizar essa perda, seria a implementação de uma linha de recirculação no decantador, que retornasse o excesso de lodo para o início do processo, e também, de um raspador, que eliminasse o lodo flotado e o retornasse para região de reação. Desse modo, a biomassa ficaria concentrada na região de reação e o descarte do excesso de lodo poderia ser realizado diretamente do tanque de aeração.

Quanto as estratégias estudadas, os resultados mostraram que a aeração intermitente é mais atraente que a aeração contínua, uma vez que foi possível criar ambiente anóxico e aeróbio em um mesmo reator. Metcalf & Eddy (2004) constataram

que a duração do período anóxico e aeróbio em sistemas com aeração intermitente é importante na determinação do desempenho do sistema de tratamento. No estudo de Barana et al. (2013) foi constatado aumento da taxa de desnitrificação quando o período anóxico foi maior que aeróbio. Portanto, é necessário que na estratégia de controle em tempo real seja desenvolvido *software* com mecanismos de segurança que garantam essa condição para favorecer o processo de desnitrificação.

Destaca-se que na Fase 12 foi alcançada a maior eficiência média de remoção de nitrogênio, que foi operada em ambiente com temperatura de 28±3ºC que foi maior quando comparada as Fases anteriores (22±3ºC). Também, na Fase 12, a recirculação interna era desligada quando o sistema estava sob agitação. Pode-se afirmar que essas duas condições favoreceram o processo de desnitrificação.

Os valores médios de remoção de fosfato foram, durante todo o período experimental, maiores que os de nitrogênio, mesmo havendo a competição entre os processos por material orgânico facilmente biodegradável. A Fase com maior eficiência média de remoção do sistema experimental foi a 11 com valor de 42,8%; sendo observada durante essa fase remoção de até 69,7%.

Uma vez que o reator aerado foi precedido por reator anaeróbio, parcela do material orgânico facilmente degradável foi consumido no mesmo, restando pouco material para ser utilizado no reator seguinte. Uma tentativa para aumentar a quantidade de carbono disponível para o reator aerado foi reduzir o TDH do reator anaeróbio, porém não foi alcançado o resultado desejado e foi observado que essa redução impactou esse reator, com queda na eficiência de remoção de matéria orgânica. Frente a isso, faz-se necessário prever uma derivação da chegada de esgoto bruto para enviar uma parte para o setor anóxico, de modo a aumentar a disponibilidade de material orgânico para a desnitrificação. No estudo realizado por Kantartzi et al. (2010), a alimentação com esgoto sanitário se deu uma vez em cada ciclo, ocorrendo no início de cada período anóxico, e, isso possibilitou ao sistema desempenhar elevada taxa de desnitrificação e alcançar alta relação F/M, além disso o crescimento de organismos filamentosos foi reprimido.

Para melhorar a remoção de fósforo, segundo Metcalf & Eddy (2004), faz-se necessário prover fonte adicional de carbono rapidamente biodegradável que pode ser conseguida por meio da produção de ácidos voláteis oriundos do processo de fermentação do lodo no reator anaeróbio. Gao et al. (2010) avaliaram a aplicação do excesso de lodo do sistema aerado em um digestor de lodo anaeróbio, que precedia o sistema aeróbio,

como forma de aumentar fonte de carbono e obtiveram resultados eficientes de remoção de DQO solúvel, N-amoniacal e N-total maiores que 90; 95 e 75%, respectivamente.

5.4. Automação do sistema experimental

5.4.1. Monitoramento dos dados on-line

Na sequência, são apresentadas Figuras que mostram o comportamento das variáveis monitoradas *on-line* para o período de 12,5 horas (750 minutos), o que equivale tempo de detenção hidráulica médio do reator aerado, durante as Fases 1 a 7. Para as Fases 8; 9 e 10, o comportamento é mostrado para o período de 8,6 horas (516 minutos), que é o tempo de detenção hidráulica médio do reator aerado para essas fases. Nas Fases 11 e 12 o tempo de detenção hidráulica médio foi de 12,0h (720 minutos) para o reator aerado. Cada curva apresentada nas Figuras corresponde aos dados medidos *on-line* por um sensor instalado no sistema experimental. As curvas são nomeadas conforme a localização do sensor no sistema experimental.

Nas Figuras 5.23; 5.24 e 5.25 são representados o comportamento do pH, ORP e OD, respectivamente ao longo do sistema experimental para Fase 1 da Etapa I quando os setores 1 e 2 estavam sob agitação e os outros sob aeração no reator aerado.

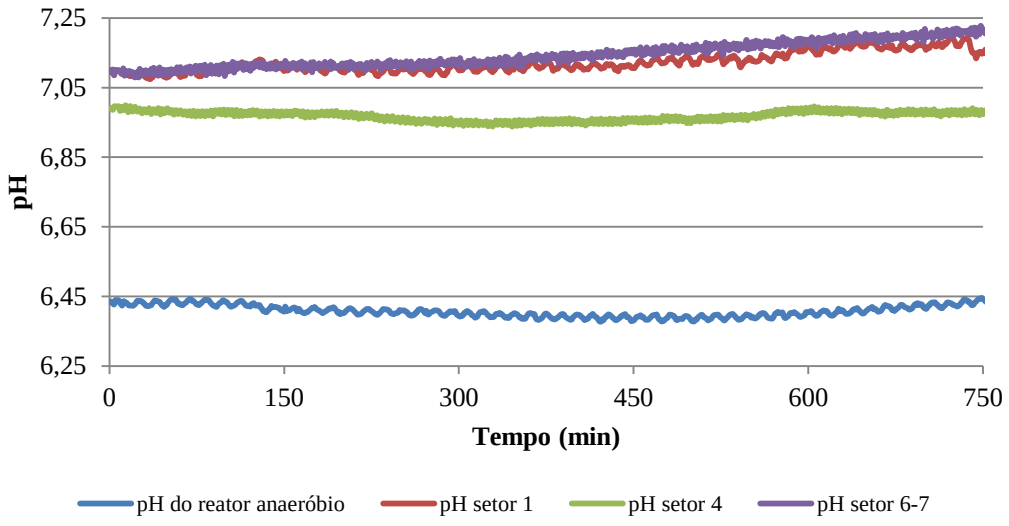

Figura 5.23 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

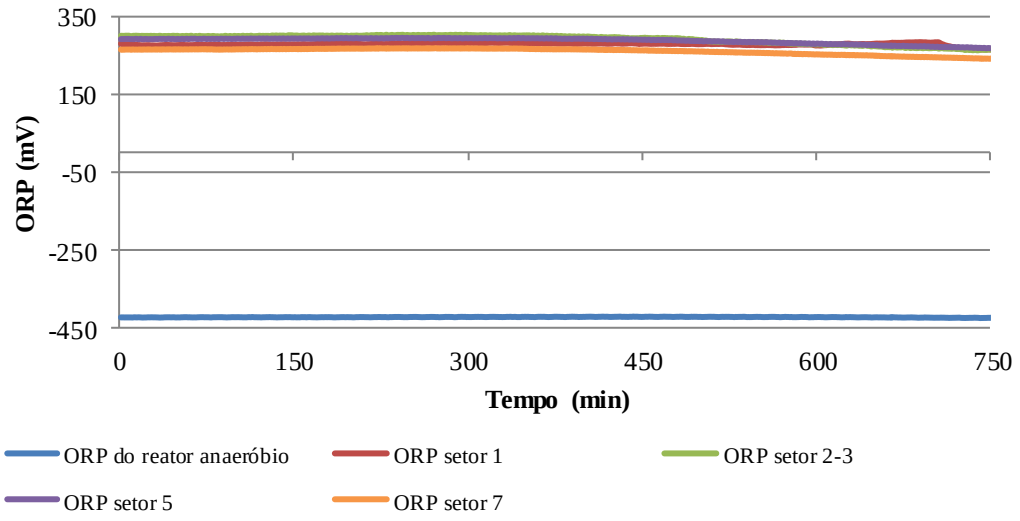

Figura 5.24 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

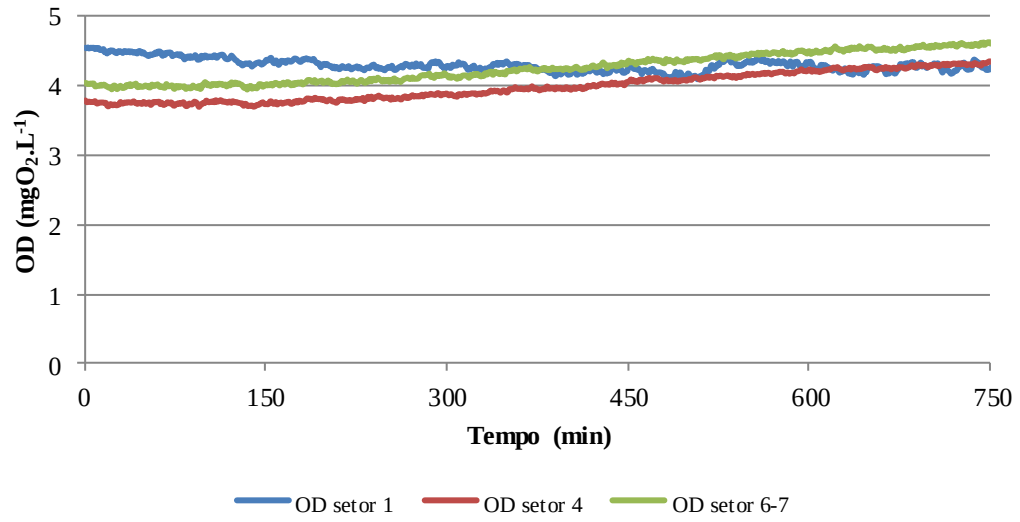

Figura 5.25 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 1(dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Nas Figuras 5.23; 5.24 e 5.25, observa-se que não houve como distinguir a existência de região anóxica (mediante medição do pH e ORP) dentro do reator aerado, lembrando que na Fase 1, os dois primeiros setores tiveram sob agitação e os outros cinco foram aerados e a razão de recirculação interna foi igual a 3. A concentração de OD medida pelo sensor localizado no setor 1 mostra, claramente, que, sob as condições de operação utilizadas, não foi criada região anóxica. Os dados *on-line* apresentados começaram a ser coletados no dia 14/10/11, 38 dias após o início de operação da Fase 1.

O comportamento do pH, ORP e OD ao longo do sistema experimental para Fase 2 da Etapa I são apresentados nas Figuras 5.26; 5.27 e 5.27, respectivamente. Os dados *on-line* apresentados começaram a ser coletados no dia 24/11/11, 30 dias após o início de operação da Fase 2.

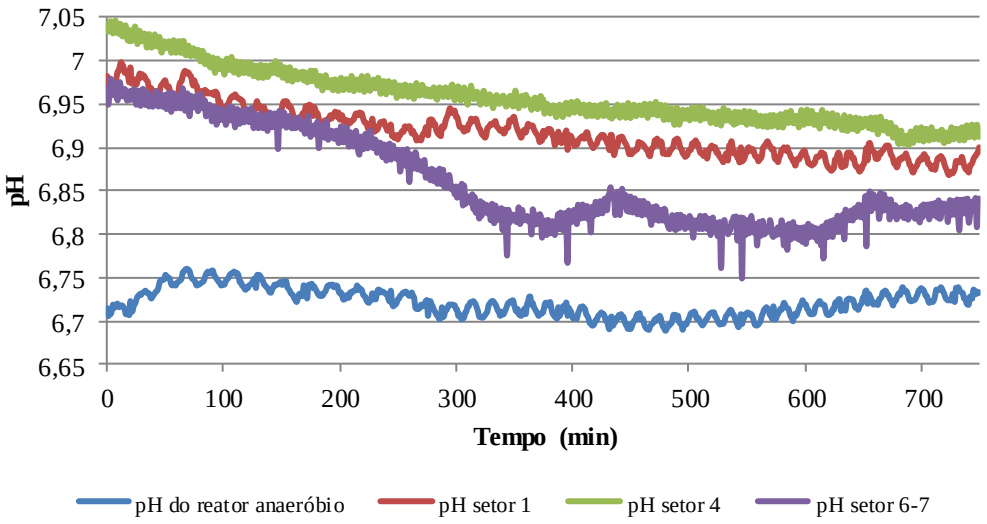

Figura 5.26 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

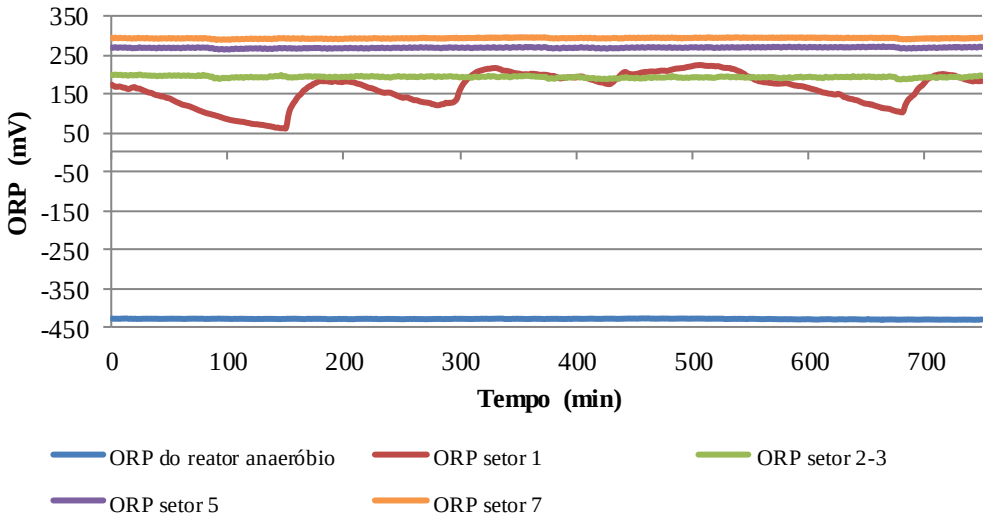

Figura 5.27 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos

Na Figura 5.26, pode-se observar que os valores de pH do setor 1 para o setor 6-7 do reator aerado sofreram leve diminuição, isso pode estar relacionado à predominância do processo de nitrificação que ocorreu entre esses setores. Quanto aos valores de ORP,

para o setor 1 houve muita variação, para os outros setores o comportamento do valor de ORP tendeu a ser estável e foi aumentando ao longo do reator aerado, isso esteve relacionado com o aumento da concentração de OD nos setores aerados, como observado pela Figura 5.28.

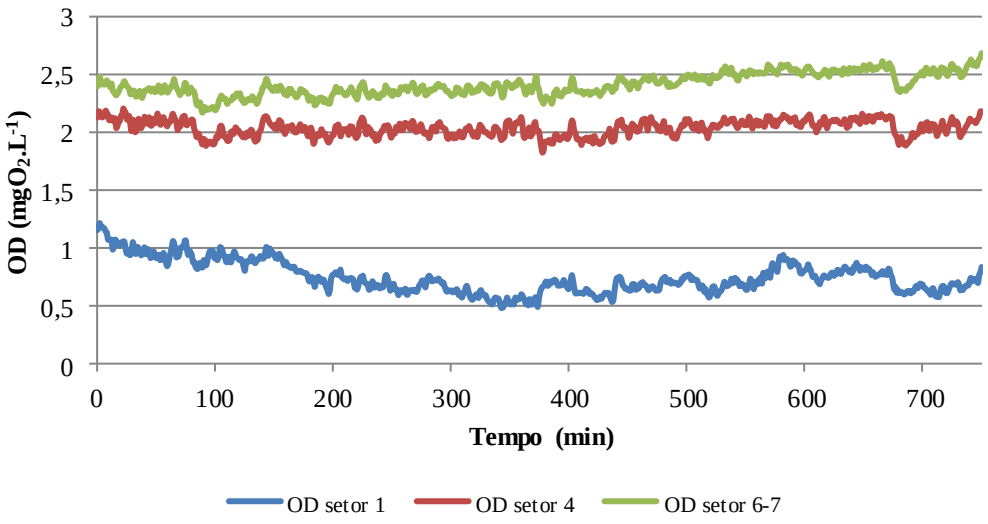

Figura 5.28 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 2 (dois primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Ao analisar o comportamento da concentração de OD ao longo do reator aerado, observa-se que no setor 1, no qual só ocorreu agitação, houve diminuição do valor em relação a Fase 1.

Como na Fase 1, na Fase 2 também não foi possível "criar" uma região anóxica no reator aerado, mesmo aumentando a razão de recirculação interna para 6. Na realidade, a recirculação interna, em decorrência de seu ponto de início, carreava muito oxigênio. Esse fato foi corrigido, posteriormente, para reduzir esse efeito negativo, na Etapa II.

Com objetivo de se tentar obter região anóxica, para as Fases 3 e 4 da Etapa I foi adotada a operação com os três primeiros setores somente com agitação e os quatro restantes com aeração.

O comportamento dos valores pH, ORP e OD medidos *on-line* na Fase 3, na qual a razão de recirculação interna foi de 3, é apresentado nas Figuras 5.29; 5.30 e 5.31, respectivamente. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 47 dias após o início de operação da respectiva fase.

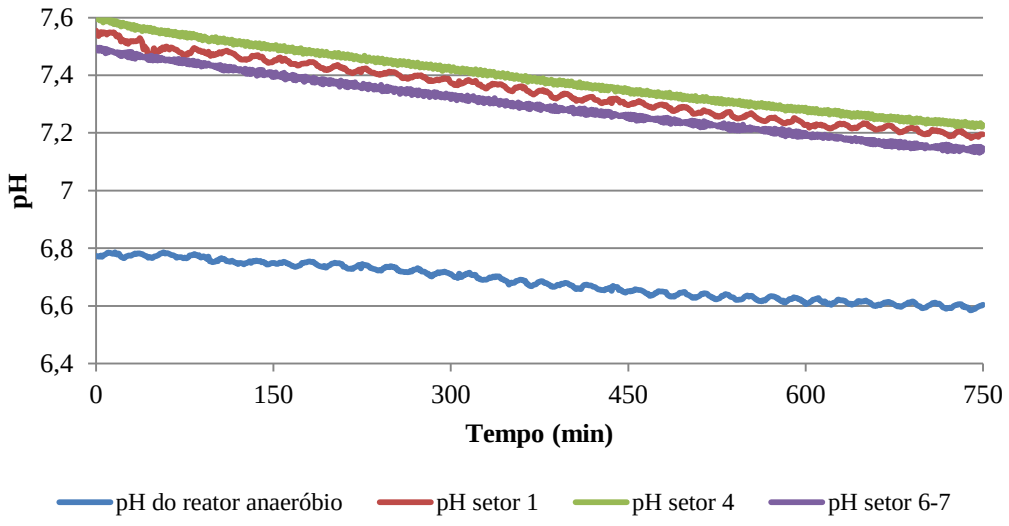

Figura 5.29 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 3(três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

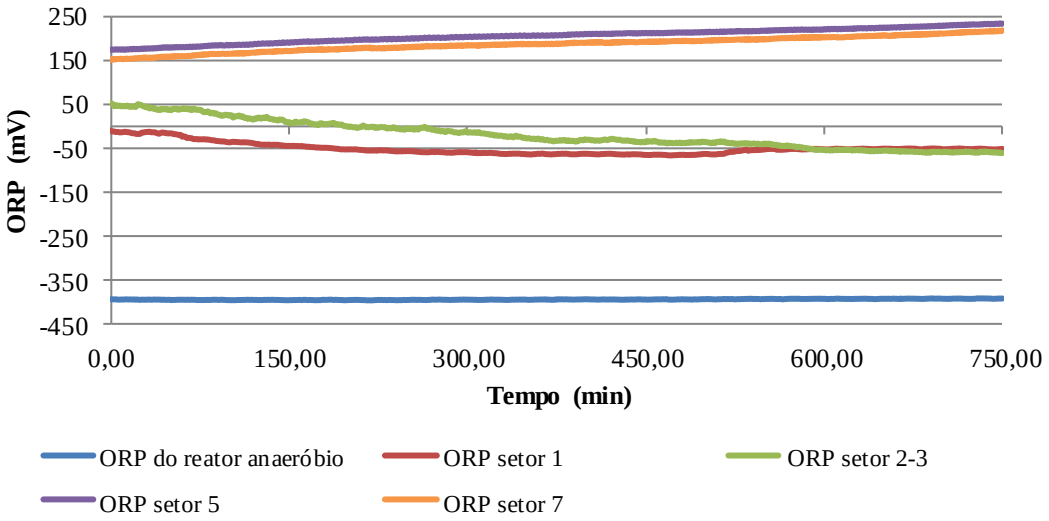

Figura 5.30 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 3 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Analisando o comportamento do pH na Figura 5.29 é difícil diferenciar regiões distintas no reator aerado, pois as curvas estão muito próximas. No entanto, ao observar a Figura 5.30, nota-se claramente uma região com valores de ORP mais baixos o que é indicação de pouca ou nenhuma aeração, que é confirmado pelo perfil da concentração de OD ao longo do reator aerado. Com isso, pode-se dizer que foi criada uma possível região anóxica entre os setores 1 e 3, contudo, mesmo assim, a ocorrência de desnitrificação não foi adequada. Os valores de ORP nos setores aerados (5 e 7) apresentaram valores bem próximos entre si e maiores que os medidos nos setores 1 e 3.

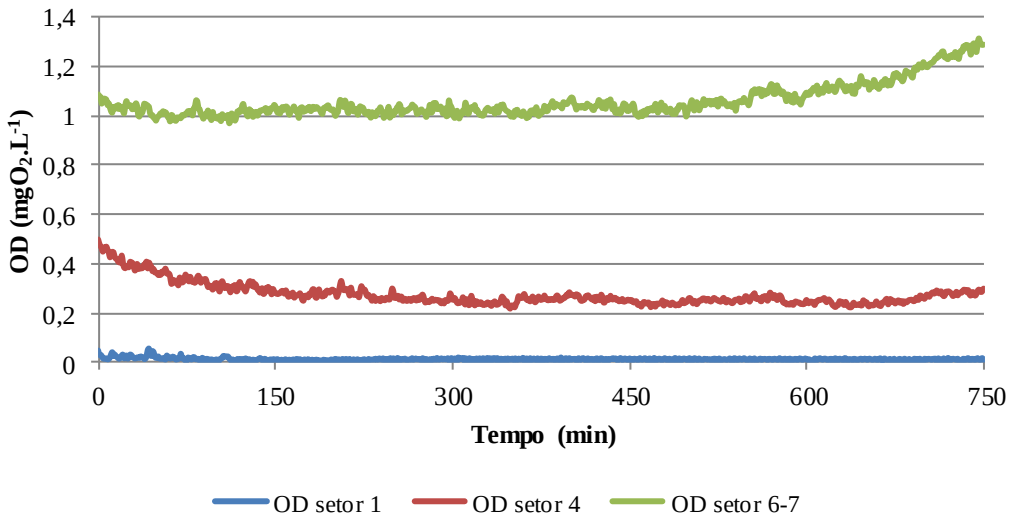

Figura 5.31 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 3 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

A concentração de OD na região aerada diminuiu com relação às Fases 1 e 2 (valores entre 2,0 e 5,0mgO_2.L^{-1}), porém o processo de nitrificação não foi afetado.

Nas Figuras 5.30 e 5.31, pode se observar que uma região anóxica foi criada em alguns momentos no reator aerado, porém, mesmo assim, não foi constatado aumento na atividade desnitrificante. Observando a Figura 5.31, nota-se que a concentração de OD no Setor 1 tendeu a zero, porém, ao longo do tempo houve algumas variações nas quais foi constatado aumento da concentração, isso novamente relaciona-se com o arraste de ar pela linha de recirculação o que pode ter inibido a atividade de desnitrificação.

As Figuras 5.32; 5.33 e 5.34, apresentam os valores pH, ORP e OD, respectivamente, medidos *on-line* na Fase 4, na qual a razão de recirculação interna foi de 6. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 30 dias após o início de operação da respectiva fase.

As curvas de pH obtidas na Figura5.32 ao longo do reator aerado não mostraram existência de regiões de reação distintas.

O comportamento dos valores de ORP ao longo do reator aerado foi semelhante ao da Fase 3, e na Fase 4 os valores dos setores 5 e 7 foram praticamente iguais.

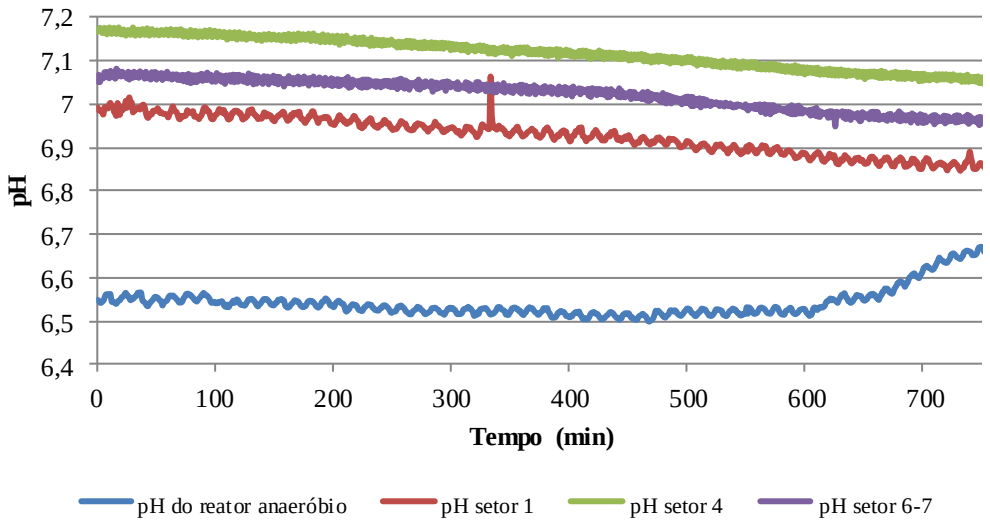

Figura 5.32 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação) ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

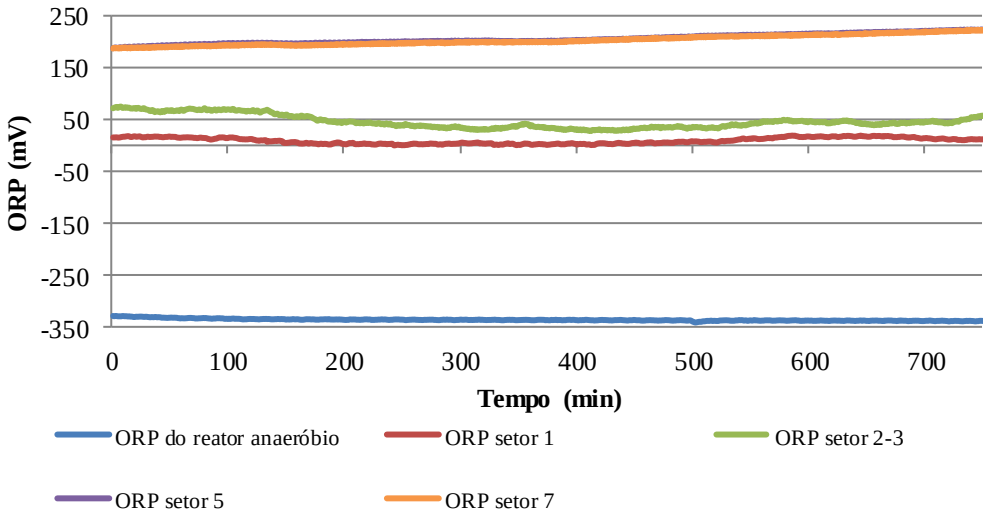

Figura 5.33 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Quanto à concentração de OD, essa foi mantida próximo a zero no Setor 1. O processo de nitrificação ocorreu com concentrações de OD menores que 2,0mgO_2.L^{-1}, que foram medidas nos Setores 4 e 6-7.

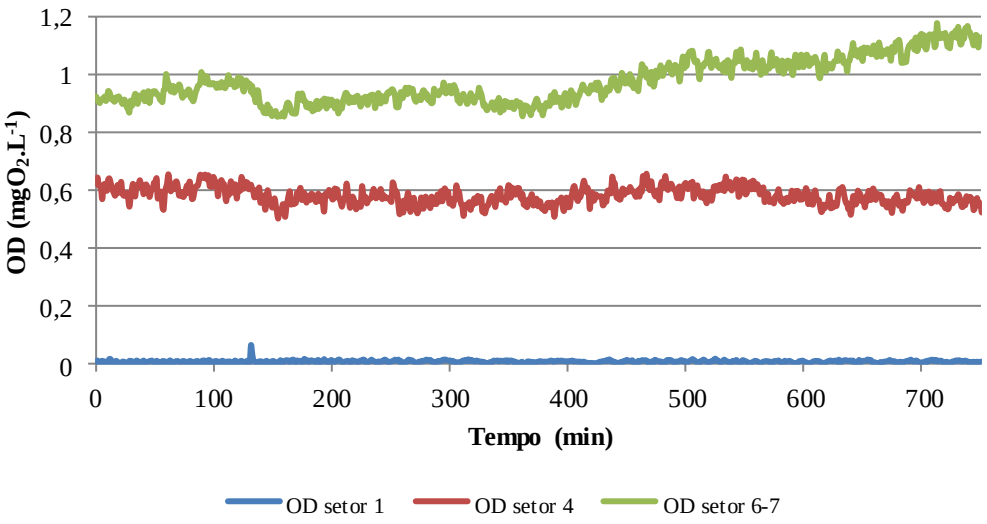

Figura 5.34 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 4 (três primeiros setores sob agitação)ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Na sequência, são apresentadas Figuras que mostram o comportamento das variáveis monitoradas para o período em que foi adotado TDH 12,5 horas durante a Etapa II - Fases 5, 6 e 7.

Nas figuras apresentadas, a partir da Etapa II - Fase 5, há uma curva tracejada em vermelho que indica se os aeradores estavam ligados (aeradores on = 1), ou se estavam desligados (aeradores off = 0), pois o reator aerado encontrava-se sob aeração intermitente. Na curva em vermelho, quando o valor for igual a 1, significa que aeração estava ligada e agitação desligada; quando os aeradores estavam desligados e os agitadores ligados, valor mostrado na curva é igual a zero.

As Figuras 5.35, 5.36 e 5.37, apresentam os valores pH, ORP e OD, respectivamente, medidos *on-line* na Fase 5, em que o ciclo de aeração/agitação foi de 30min/30min e razão de recirculação interna foi de 6. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 39 dias após o início de operação da respectiva fase.

Lembre-se que a aeração intermitente foi realizada nos seis primeiros setores e que no setor 7, a aeração foi constante para mitigar a ocorrência de desnitrificação no decantador.

Na Figura 5.35 que mostra o comportamento do pH ao longo do reator aerado observa-se que os valores pouco variaram, as curvas foram muito semelhantes e quase se sobrepuseram.

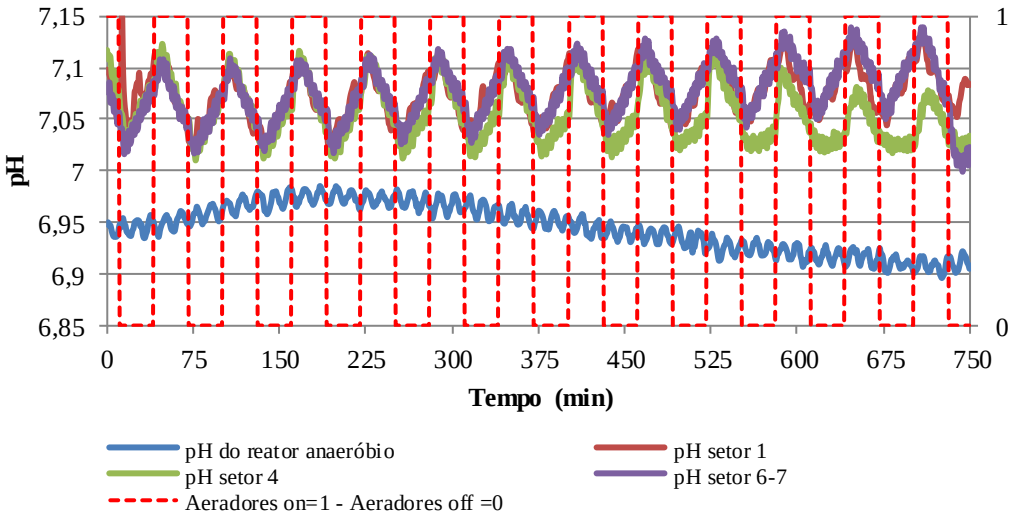

Figura 5.35 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

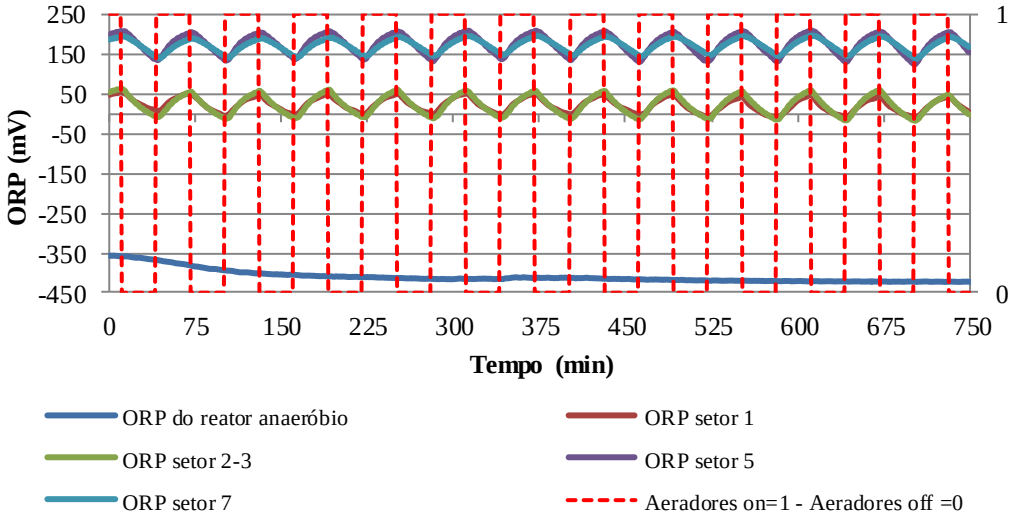

Figura 5.36 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Observa-se na Figura 5.36 que os valores de ORP aumentavam quando a aeração iniciava, e assim que, a aeração cessava e a agitação era iniciada os valores tendiam a diminuir, o que foi indicativo que havia desnitrificação, embora incipiente. Ao contrário, os valores de pH diminuíam quando a aeração iniciava; o que era indicativo da nitrificação. A curva do pH tinha perfil ascendente quando a aeração cessava e era iniciada a agitação.

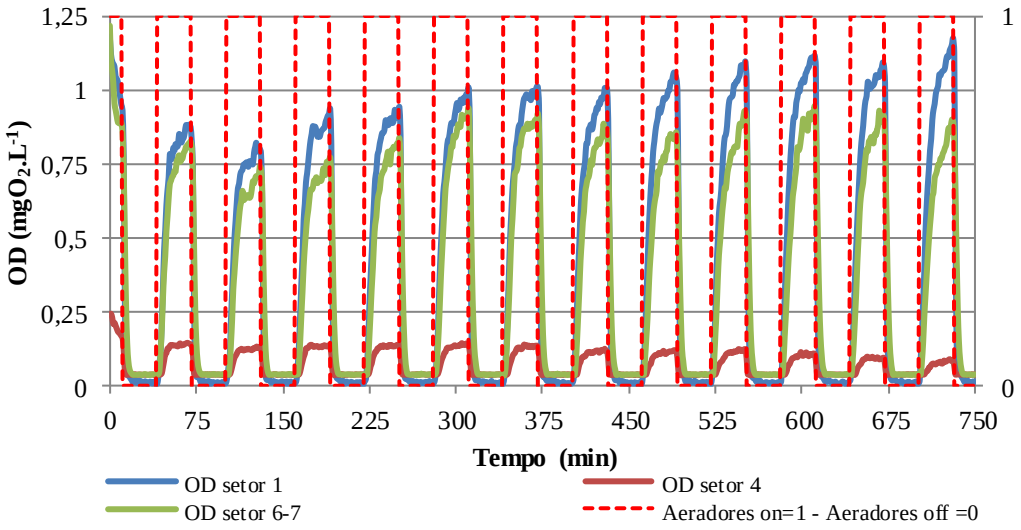

Figura 5.37 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 5 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Na Figura 5.36 que apresenta o comportamento do potencial de óxido-redução, observa que havia duas regiões com comportamento distinto no reator aerado. As curvas referentes aos valores de ORP no setor 1 e setor 2-3 foram idênticas, assim como as curvas do setor 5 e 7. Como os setores 1; 2; 3 e 4 ficavam mais afastados da região que era aerada constantemente (setor 7), os valores de ORP foram menores e em alguns momentos foram menores que zero. Regiões com valores de ORP baixos ou negativos estavam diretamente relacionados a menores concentrações de OD, como pode ser visto na Figura 5.37.

Na Fase 5, quando o reator foi operado com tempo de aeração/agitação de 30min/30mim, a concentração de OD foi, durante a maior parte do período de operação, menor que $1mgO_2.L^{-1}$. Foi constatado que com esse tempo de aeração e com essa concentração de OD disponível no tanque não foi possível alcançar a nitrificação total do nitrogênio amoniacal; por consequência, houve diminuição da atividade nitrificante e aumento da concentração de N-amoniacal no efluente do reator aerado. Após o fim do período de aeração, foi observada a queda brusca na concentração de OD, o que favoreceu o processo de desnitrificação

As Figuras 5.38, 5.39 e 5.40, apresentam os valores pH, ORP e OD, respectivamente, medidos *on-line* na Fase 6 com a razão de recirculação interna média igual a 6. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 38 dias após o início de operação dessa Fase em que o ciclo de aeração/agitação foi de 120min/120min e foi iniciado o monitoramento com as sondas de N-amoniacal e nitrato.

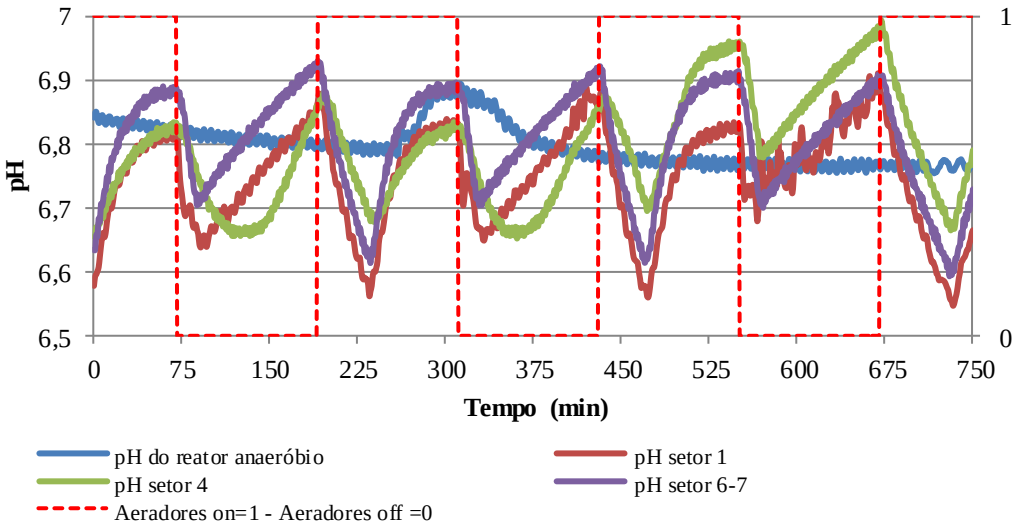

Figura 5.38 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Na Fase 6, a duração do ciclo de aeração/agitação foi maior e com o monitoramento das medidas das concentrações de N-amoniacal e nitrato *on-line* foi possível distinguir pontos nas curvas de pH e OD que indicavam o fim do processo de nitrificação.

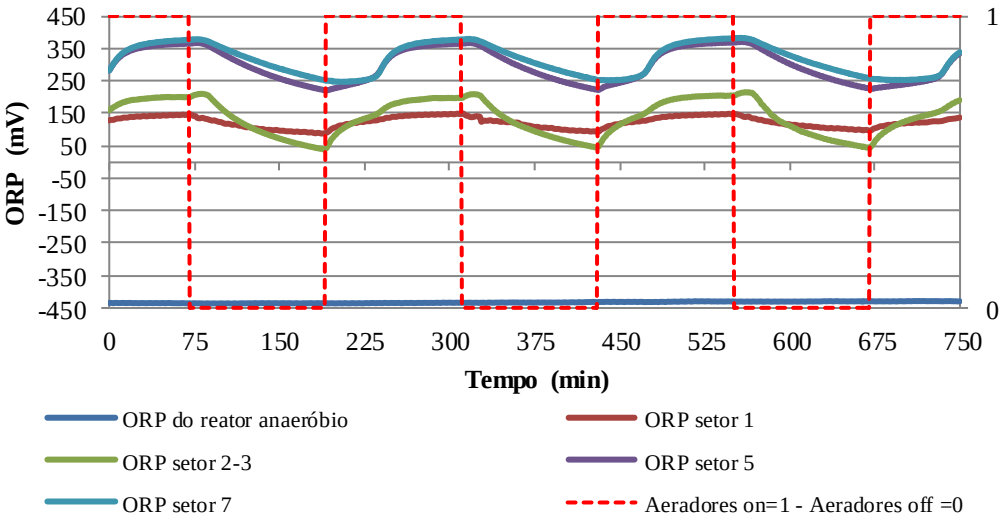

Figura 5.39 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

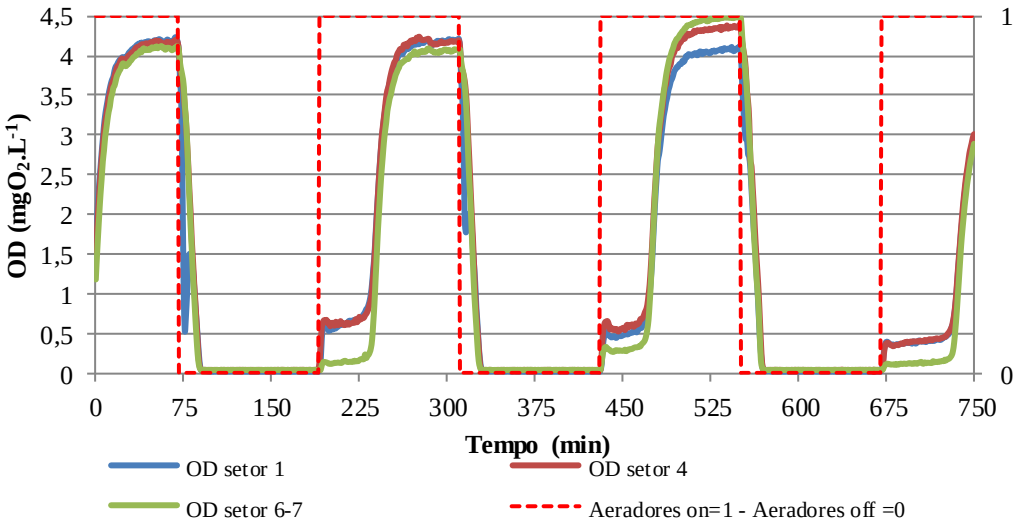

Figura 5.40 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 6 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Os valores de pH ao longo do reator aerado mostraram que o perfil das curvas é descendente e ascendente, sendo confirmada a presença da "inflexão da amônia", que indicou o fim do processo de nitrificação. Pode-se confirmar isso ao observar a Figura 5.42, quando a concentração de amônia atingiu valor igual a zero, a curva de pH que era descendente tornou-se ascendente, formando uma inflexão.

O perfil de ORP ao longo do reator aerado não apresentou comportamento associável nem ao processo de nitrificação nem ao de desnitrificação. No entanto, no perfil de concentração de OD, observa-se claramente sua associação com o processo de nitrificação, pois quando a concentração de amônia tendeu a zero, ocorreu um aumento repentino e rápido da concentração de OD. Por causa disso, pode-se afirmar que o período de aeração foi em excesso.

Afirma-se, que para o tempo de aeração de 30min (Fase 5), a aeração foi claramente insuficiente, pois o teor de OD não alcançou valores adequados para a nitrificação. No entanto, com tempo de aeração de 2h, as concentrações de OD foram superiores às observadas na Fase 5, e o processo de nitrificação foi eficiente. Dessa forma, é muito importante a escolha do período de duração do ciclo de aeração em sistemas com aeração intermitente para que os processos biológicos não sejam prejudicados.

Na Figura 5.42 é mostrado o perfil da concentração de N-amoniacal e de nitrato no decantador do reator aerado. Observa-se que quando a concentração de N-amoniacal aumentava a de nitrato diminuía, porém, não foi observado um processo eficiente de

desnitrificação, pois a concentração de nitrato foi maior que 20mg.L^{-1}, durante grande parte do período monitorado.

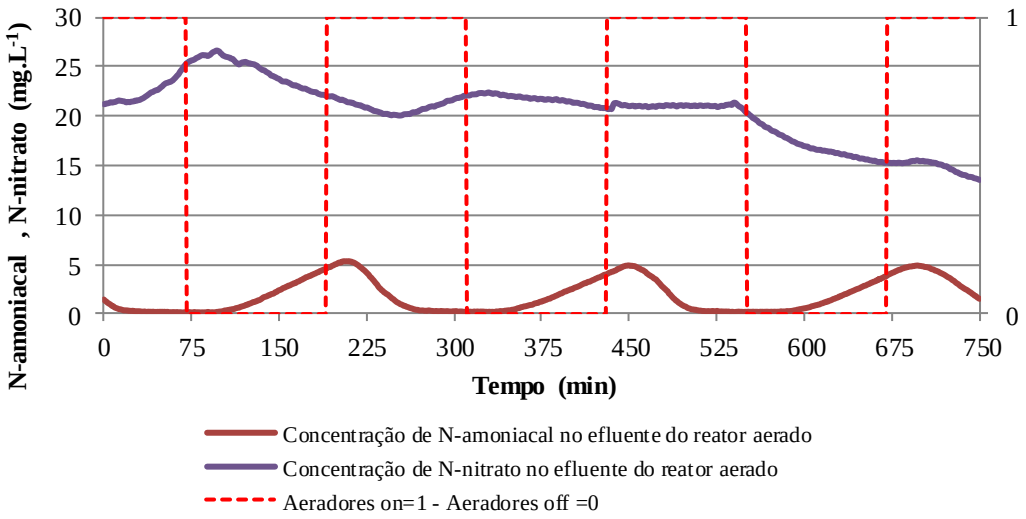

Figura 5.41 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 6 para um período de 750 minutos.

Com os dados avaliados até aqui, nota-se que o reator pode ser eficiente para nitrificação, porém a desnitrificação foi prejudicada, pelos fatos já citados.

Um ensaio complementar foi realizado em 30/08/2012. Após 23 dias do início de operação da Fase 7, foi feito um perfil para conhecer o comportamento da DQO de amostra bruta e da concentração de fosfato total durante o ciclo de operação do reator aerado (Figura 5.42). Nessa Fase a duração do ciclo de aeração/agitação foi variada em tempo real em função da concentração de N-amoniacal no decantador secundário. O momento considerado como início do monitoramento foram iniciadas as coletas de amostras, para análise de fosfato total e DQO, e na sequência, foram realizadas coletas a cada meia hora para um período de 6,5h.

Quando foi iniciada a coleta de amostra do efluente do reator aerado, a concentração de N-amoniacal era de aproximadamente 13mg.L^{-1},. No início da coleta o sistema encontrava-se sob aeração (aeração era acionada quando a concentração de N-amoniacal no decantador fosse maior que 10mg.L^{-1}) e o ciclo durou até a concentração de N-amoniacal ser menor ou igual a 1mg.L^{-1}, quando foi alcançado esse valor o sistema de agitação era ligado e a aeração, desligada. No fim da coleta, o sistema encontrava-se sob agitação e a concentração de N-amoniacal era de 8mg.L^{-1}.

Novamente, observa-se que a concentração de nitrato não diminuiu para menos de 20mg.L^{-1}, como já foi mostrado na Figura 5.41.

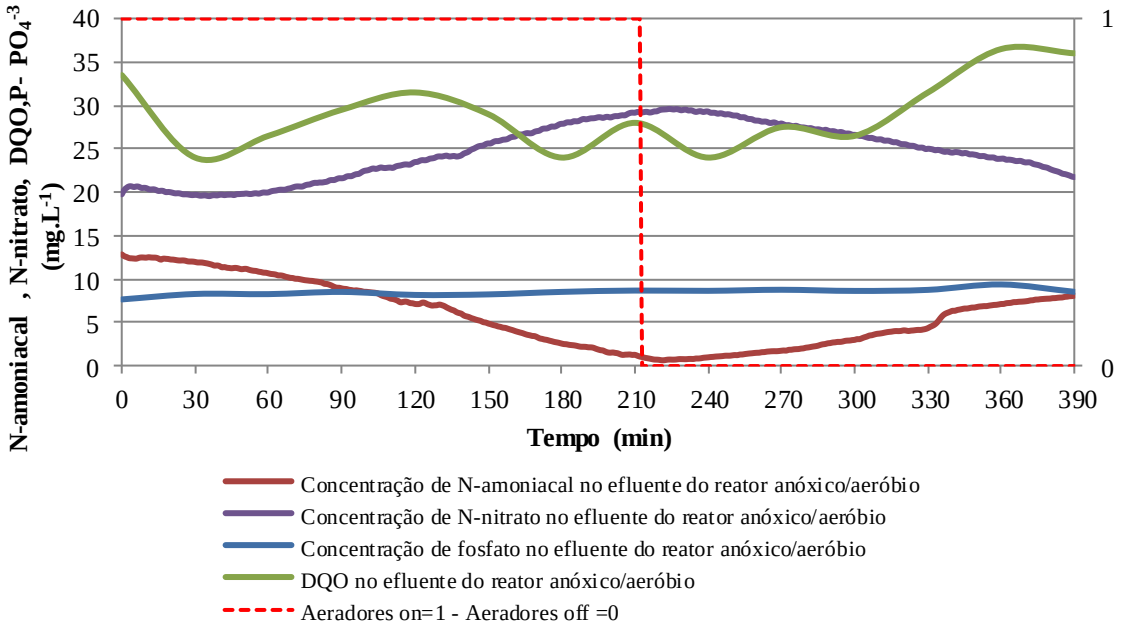

Figura 5.42 - Perfil da concentração de N-amoniacal, nitrato, Fosfato total e DQO de amostra bruta do efluente do reator aerado durante a Fase 7 para um período de 390 minutos.

Quanto à concentração de fosfato total no sistema, é constatado por meio do perfil apresentado na Figura 5.42, que esta permaneceu praticamente constante durante o ciclo de aeração/agitação analisado. Com relação à DQO, seu perfil apresentou algumas flutuações, que, possivelmente, estavam associadas à concentração de sólidos suspensos no efluente do reator aerado.

A duração de tempo da agitação e da aeração foi variável em função dos *set points* obtidos pelo monitoramento da sonda N-amoniacal nas Fases 7 e 8. Com esse controle evitou-se ter excesso de aeração, o que, possivelmente, contribuiu para reduzir o consumo de energia elétrica.

Nas Figuras 5.43; 5.44; 5.45 e 5.46 são apresentados os valores de pH, ORP, OD, e da concentração de N-amoniacal e N-nitrato, respectivamente, medidos *on-line* durante a Fase 7, na qual a razão de recirculação interna foi de 6. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 39 dias após o início de operação da fase.

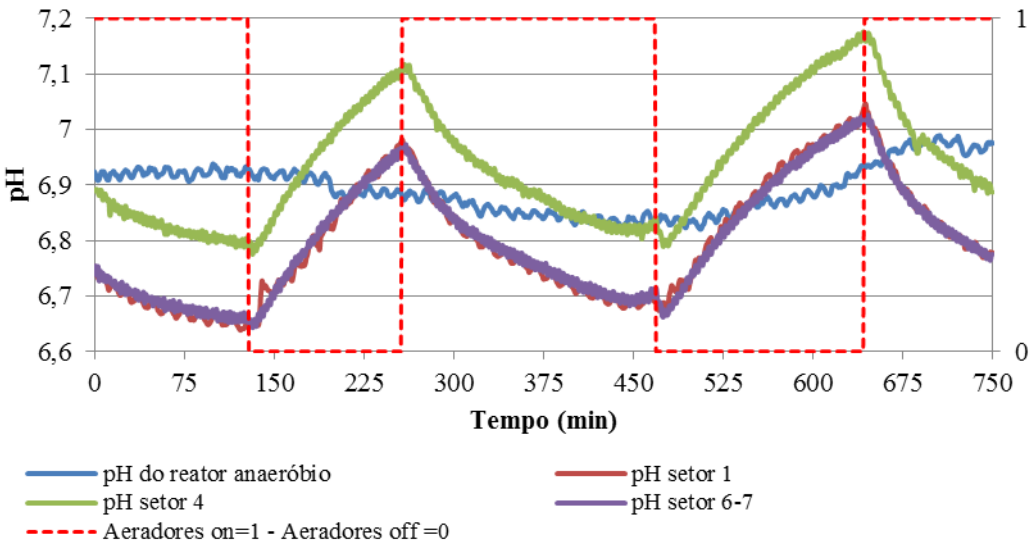

Figura 5.43 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

Novamente, no perfil de pH ao longo do reator aerado, foi observado o "inflexão da amônia", com isso pode-se afirmar que o pH é um parâmetro interessante para o controle do processo de nitrificação quando se utiliza aeração intermitente, embora pequenas variações no pH possam corresponder a expressivas variações no processo.

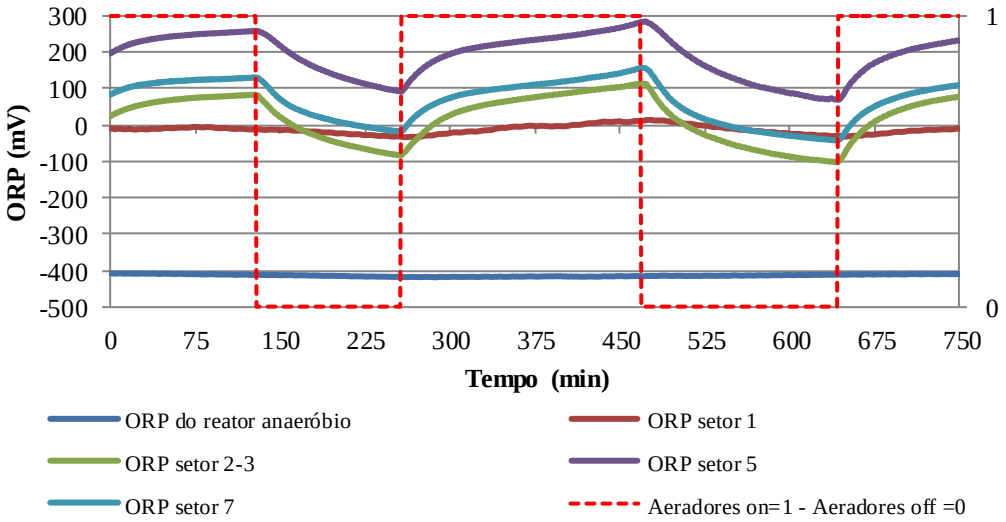

Figura 5.44 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

No perfil de potencial de óxido-redução não foi observado, claramente, nenhum ponto que pudesse ser associado à predominância de processo biológico.

O comportamento da concentração de OD ao longo do reator aerado mostra que, no momento em que ocorria somente a agitação, a concentração de OD tendia a zero. Quando a aeração estava ligada a concentração de OD aumentava a medida que a concentração de N-amoniacal diminuía (ver Figura 5.45 e 5.46), ocorrendo aumento repentino, quando a concentração de N-amoniacal tendia a zero.

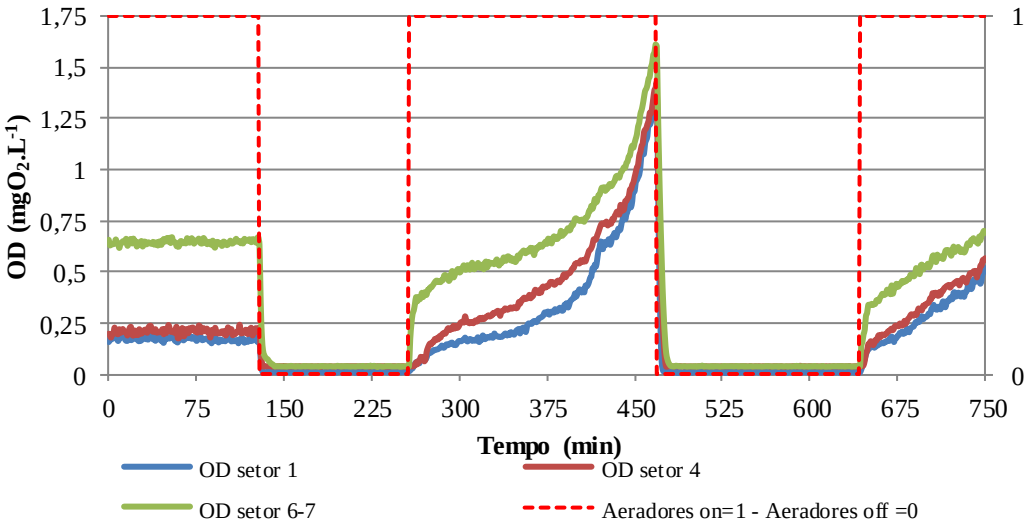

Figura 5.45 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 7 ao longo do sistema experimental para um período de 750 minutos.

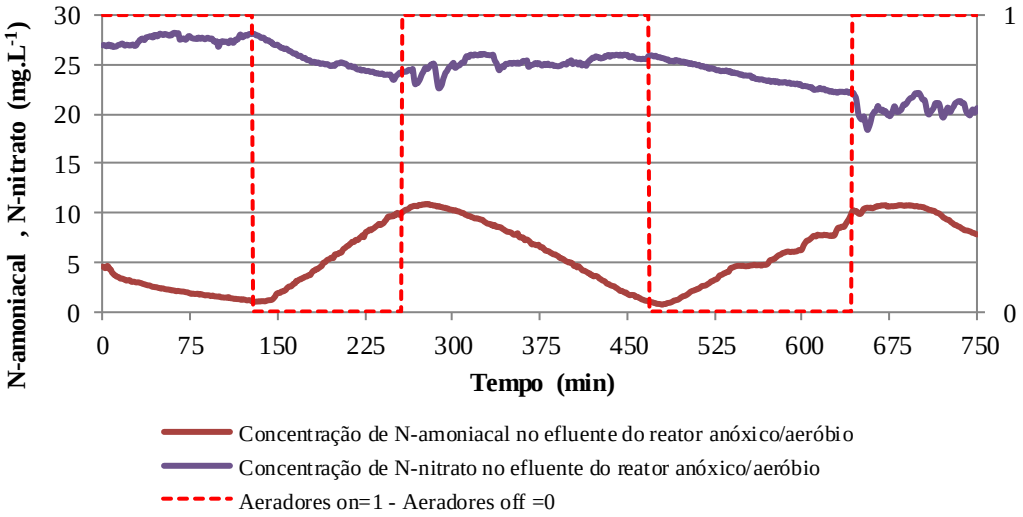

Figura 5.46 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e N-nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 7 para um período de 750 minutos.

Como apresentado na Figura 5.41, na Figura 5.46 é observado que a concentração de N-nitrato no efluente do decantador secundário pouco diminuiu nos períodos em que o

reator aerado ficou sob agitação. Com esse comportamento da concentração de nitrato foi constatado que o processo de desnitrificação não foi eficiente.

Nas Figuras 5.47; 5.48; 5.49 e 5.50 são apresentados os valores de pH, ORP, OD, e da concentração de N-amoniacal e N-nitrato, respectivamente, medidos *on-line* durante a Fase 8, na qual a razão de recirculação interna foi de 3. Os dados *on-line* apresentados foram coletados 44 dias após o início de operação da fase. Nessa fase o TDH médio foi de 8,6h; por isso o monitoramento é apresentado para 516 minutos.

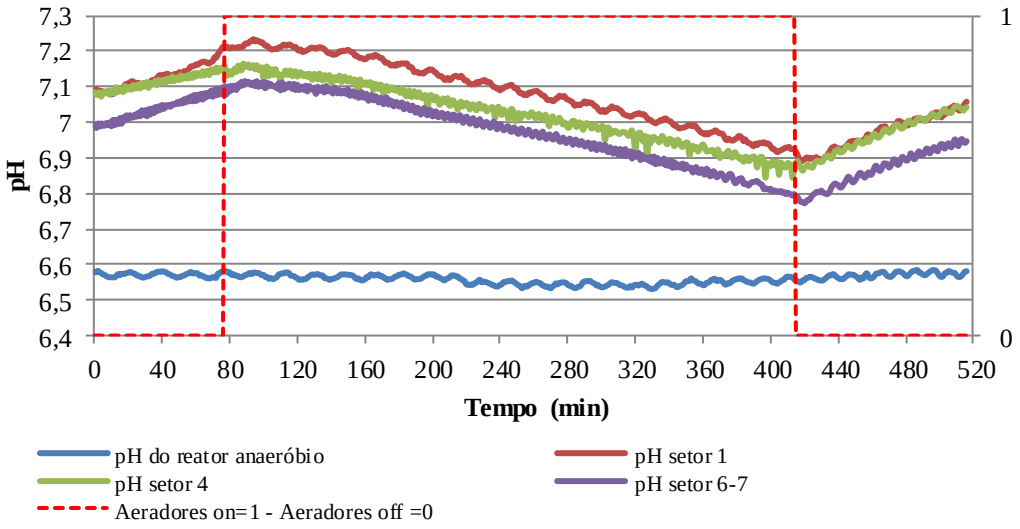

Figura 5.47 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

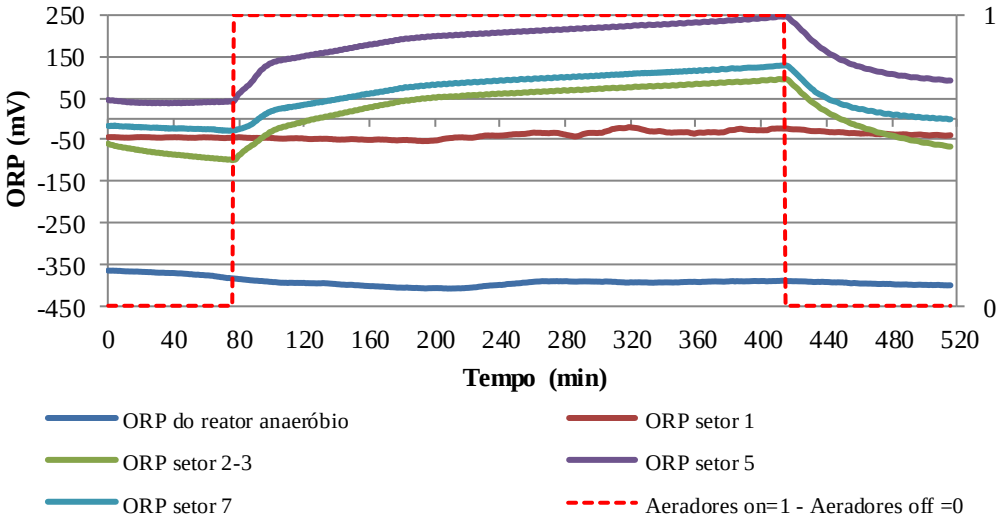

Figura 5.48 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

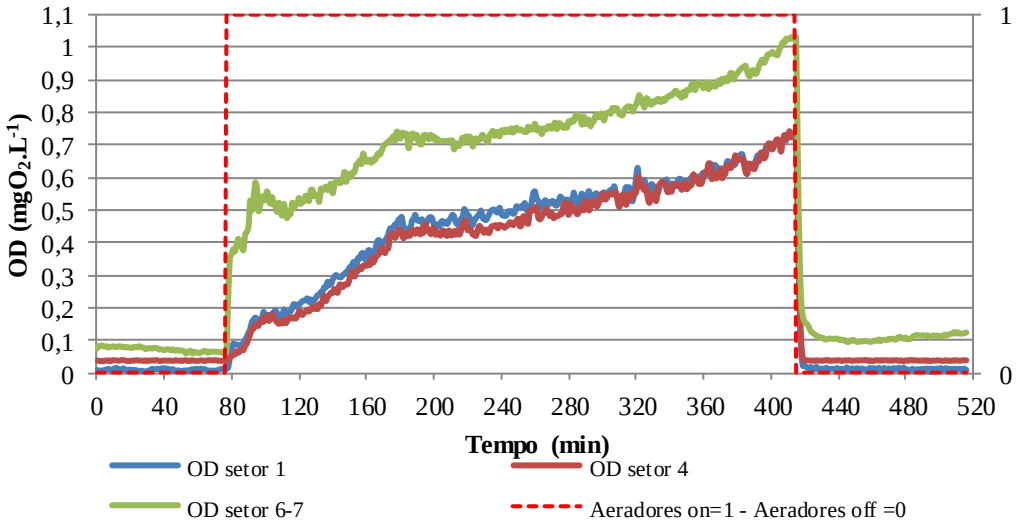

Figura 5.49 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 8 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

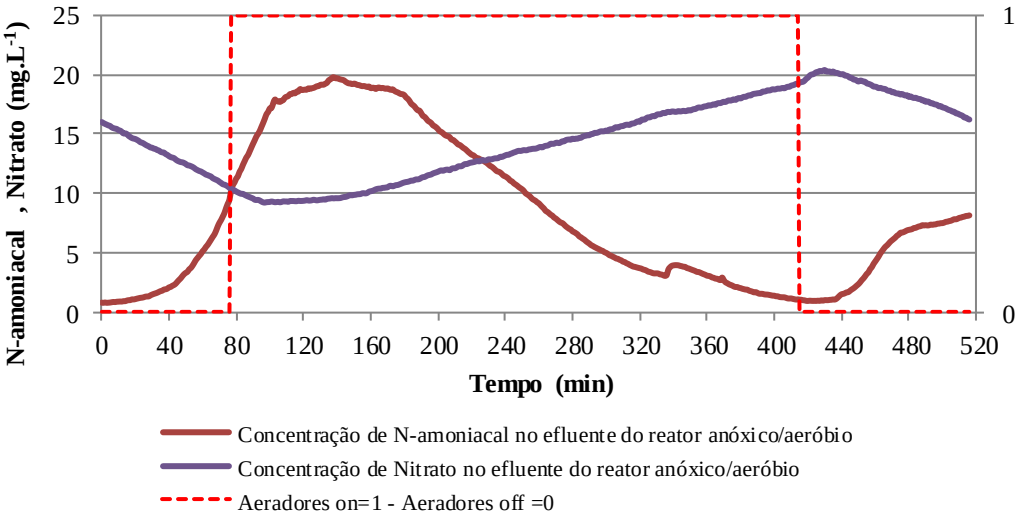

Figura 5.50 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato durante a Fase 8 para um período de 516 minutos.

O comportamento do pH, OD e ORP, durante a Fase 8, foi semelhante ao da Fase 7.

As Figuras 5.51; 5.52; 5.53 e 5.54 apresentam os valores de pH, ORP, OD, e das concentrações de N-amoniacal e nitrato, respectivamente, medidos *on-line* durante a Fase 9, na qual a razão de recirculação interna foi de 3. Nessa Fase o controle da aeração/agitação foi feito pela derivada obtida da curva do perfil do pH do setor 6 (observar na Figura 5.51, a curva do pH do setor 6).

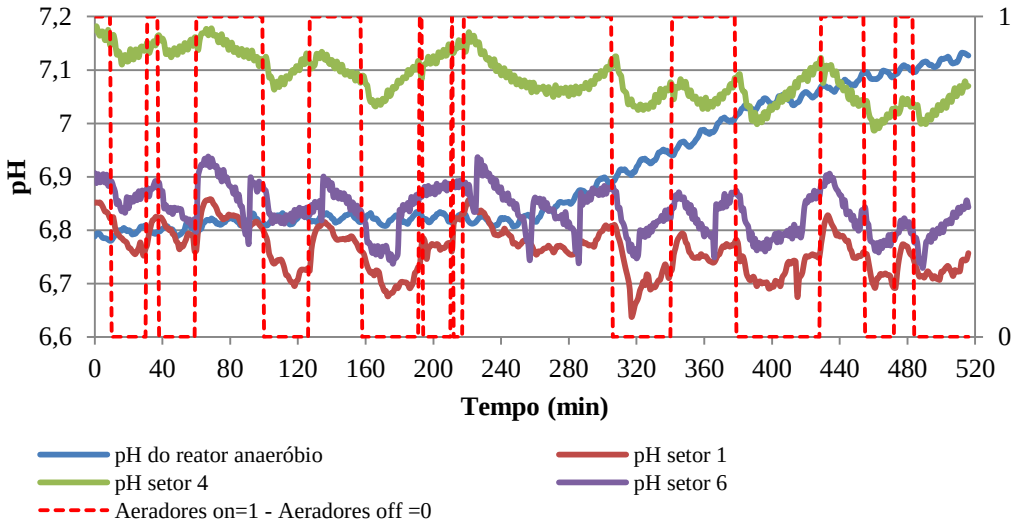

Figura 5.51 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

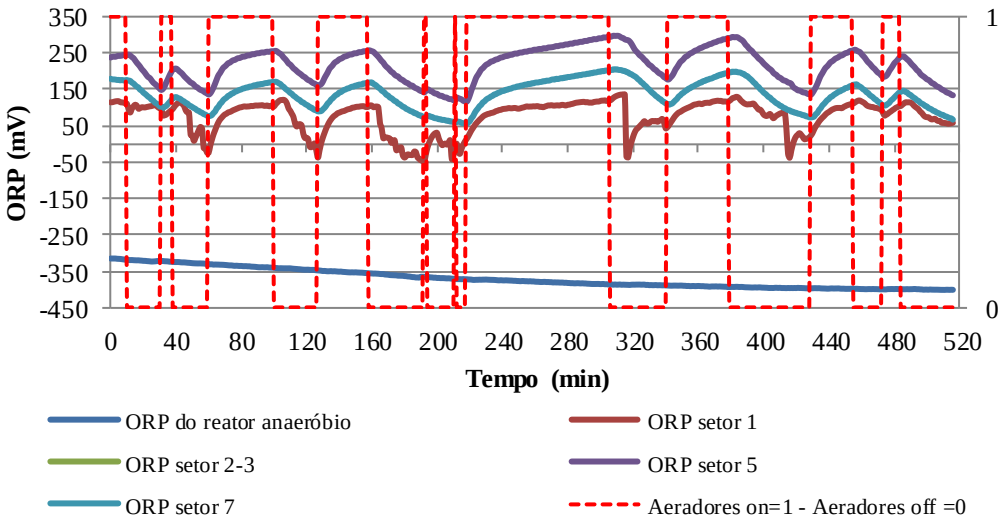

Figura 5.52 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

Os dados do *software* usados na Fase 9 talvez poderiam ter sido melhor escolhidos, pois pode-se ver que houve muitos ciclos de aeração/agitação devido a pequenas variações no perfil de pH do setor 6 que indicaram módulo da derivada próxima a zero. No caso da Fase 9, o intervalo entre amostras foi de 7; isso quer dizer que o último valor medido pelo sensor era comparado com o valor medido a 7 minutos antes; e o número de amostras entre análise foi de 1, que significa o período de quanto em quanto tempo era realizado o cálculo da derivada, nesse caso a cada 1 minuto. Para que ocorressem ciclos mais estáveis de aeração/agitação era necessário escolher o valor mais

adequado para ser usado no intervalo entre amostra, já que a resposta do pH aos processos que ocorrem no reator é bem dinâmico. Para a Fase 10, o número de amostras entre análises foi de 2, com isso foram obtidos ciclos de aeração/agitação mais estáveis; quanto ao intervalo entre amostra foi adotado o valor de 8.

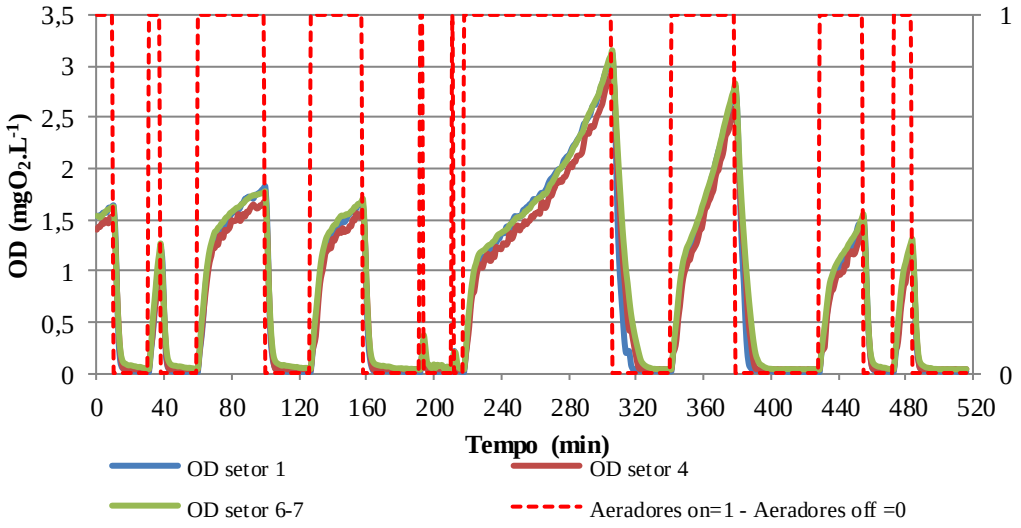

Figura 5.53 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 9 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

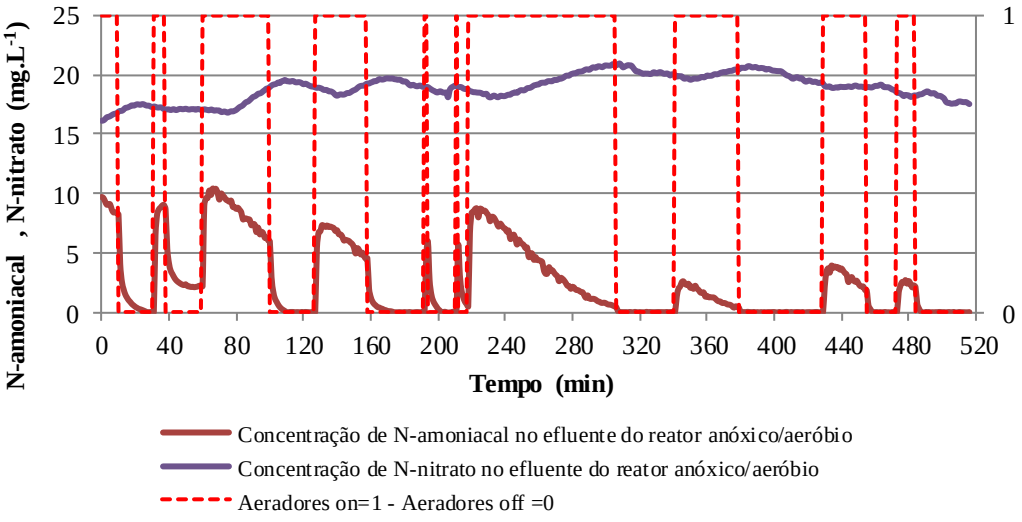

Figura 5.54 - Valores medidos *on-line* da concentração de N-amoniacal e nitrato no efluente do reator aerado durante a Fase 9 para um período de 516 minutos.

Os perfis de pH, OD, ORP, N-amoniacal da Fase 9 são semelhantes aos apresentados nas Figuras referente à Etapa II, com o perfil de pH apresentando comportamento ascendente e descendente; o perfil de OD tendo aumento abrupto quando

a concentração de N-amoniacal tendia a zero; e do perfil ORP não foi possível identificar pontos que fossem relacionados aos processos biológicos.

Para a Fase 10, foram obtidas curvas semelhantes às da Fase 9, porém os períodos entre aeração e agitação foram pouco mais longos, devido a escolha dos dados no *software* de controle.

Nas Figuras 5.55, 5.56 e 5.57 são apresentados os valores de pH, ORP e OD, respectivamente, medidos *on-line* durante a Fase 10, na qual a razão de recirculação interna média foi igual a 6. Nessa Fase o controle da aeração/agitação foi feito pela derivada obtida da curva do perfil do pH do setor 6. Destaca-se que a partir dessa fase não foi mais realizado o monitoramento do N-amoniacal e nitrato com sensores, pois esses apresentaram problemas e foram retirados da operação.

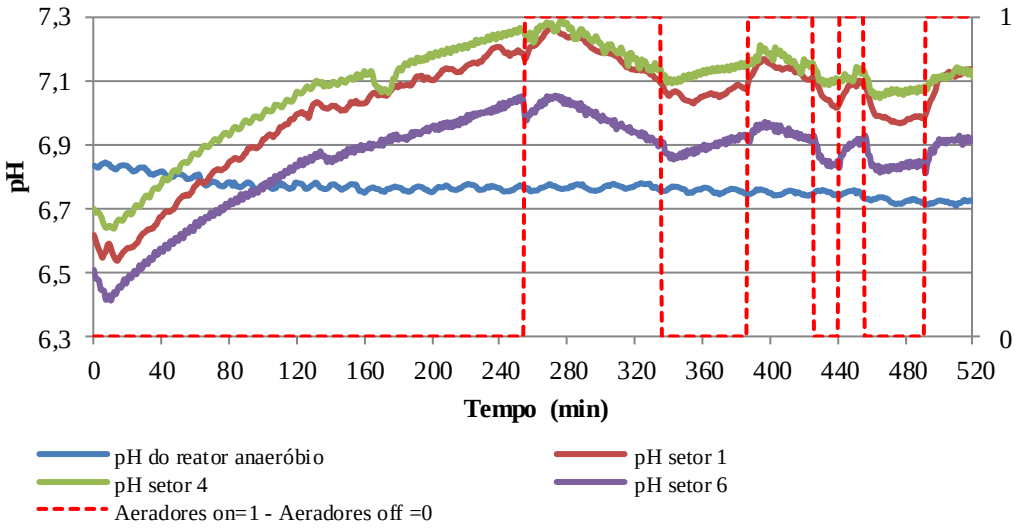

Figura 5.55 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

Com o aumento do intervalo entre amostra para 8 e do número de análise em amostras para 2, na Fase 10, constata-se por meio da Figura 5.55 que o período de aeração/agitação foi mais estável que os observados na Fase 9. Desse modo, fica claro a importância da definição das variáveis do *software* de controle.

Os perfis da variáveis monitoradas *on-line* se assemelham aos já apresentados para as fases anteriores em que o reator foi operado com aeração intermitente.

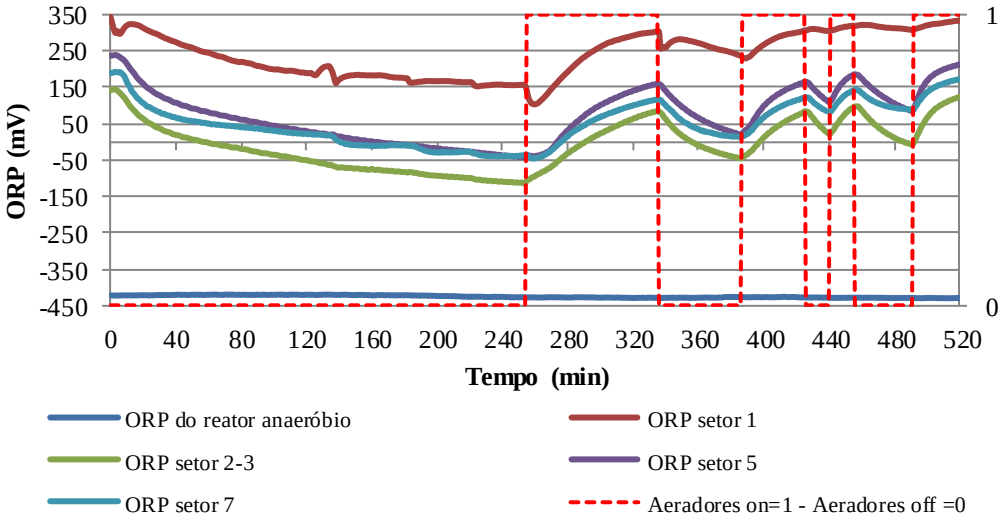

Figura 5.56 - Valores medidos *on-line* de ORP durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

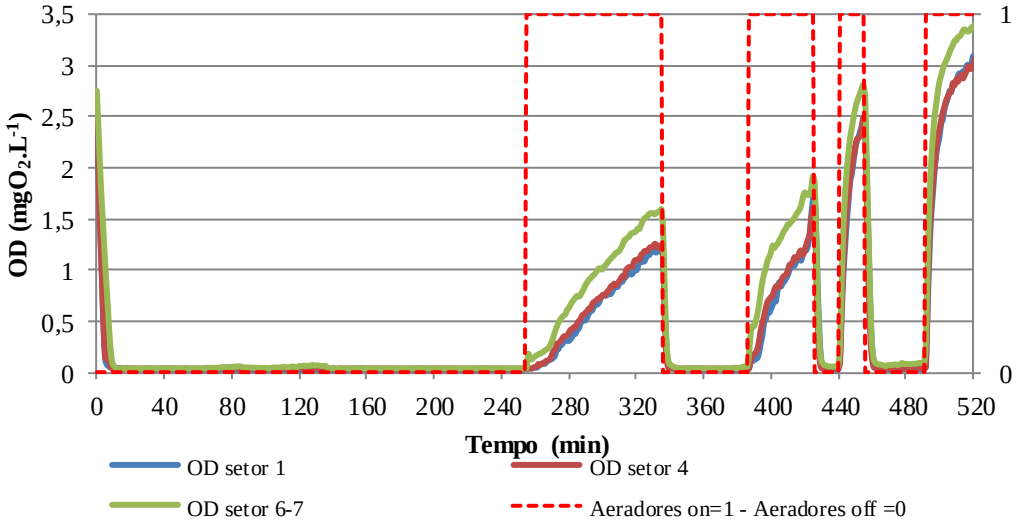

Figura 5.57 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 10 ao longo do sistema experimental para um período de 516 minutos.

Observa-se que como houve alteração do comando em curto período de tempo nas Fases 9 e 10, às vezes, quando a aeração era iniciada, a concentração de OD já aumentava repentinamente (Figura 5.53 e 5.57). Constata-se na Figura 5.54 que a concentração de N-amoniacal era baixa, menor que 5mg.L^{-1}, o que levava a concentração de OD aumentar repentinamente, pois a oxidação do N-amoniacal ocorria rapidamente. Possivelmente, esse mesmo comportamento pode ter ocorrido na Fase 10, pois mesmo não tendo o monitoramento do N-amoniacal foi observado o mesmo comportamento da Fase 9 no perfil de OD. Isso indica que o controle automático da forma como foi desenvolvido

somente com base na derivada da curva do pH do setor 6 não mantinha ciclos estáveis para ocorrência dos processos biológicos. Portanto, para Fases 11 e 12 o *software* de controle foi atualizado adicionando alguns mecanismos de segurança para o acionamento da aeração/agitação.

Os mecanismos de segurança, implantados nas Fases 11 e 12, consideravam que só ocorreria mudança no controle de aeração para agitação quando a concentração de OD no setor 6 fosse maior que 3,0mgO_2L^{-1}; e que a mudança de agitação para aeração ocorreria após o sistema ficar por um período de 60 minutos depois do ponto de inflexão na curva ter sido diagnosticado.

Durante as Fases 11 e 12, o perfil de pH não apresentou os pontos de virada tão marcantes quanto aqueles constatados nas fases anteriores, como pode ser visualizado na Figura 5.58, pois nesse período o processo de nitrificação não foi tão evidente no reator.

Nas Figuras 5.58 e 5.59 são apresentados os perfis de pH e OD ao longo do sistema experimental da Fase 12, os dados foram coletados 5 dias após o início de operação e a razão de recirculação era de 4.

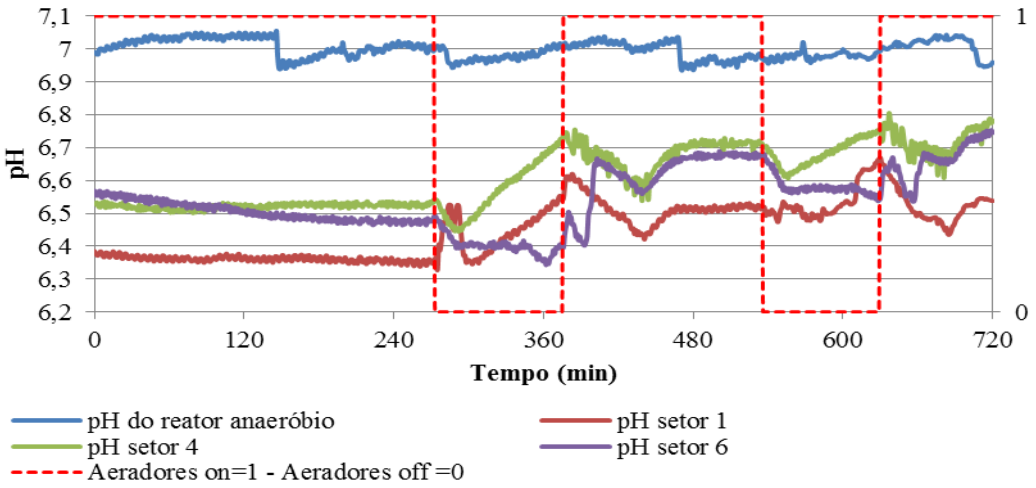

Figura 5.58 - Valores medidos *on-line* de pH durante a Fase 12 ao longo do sistema experimental para um período de 720 minutos.

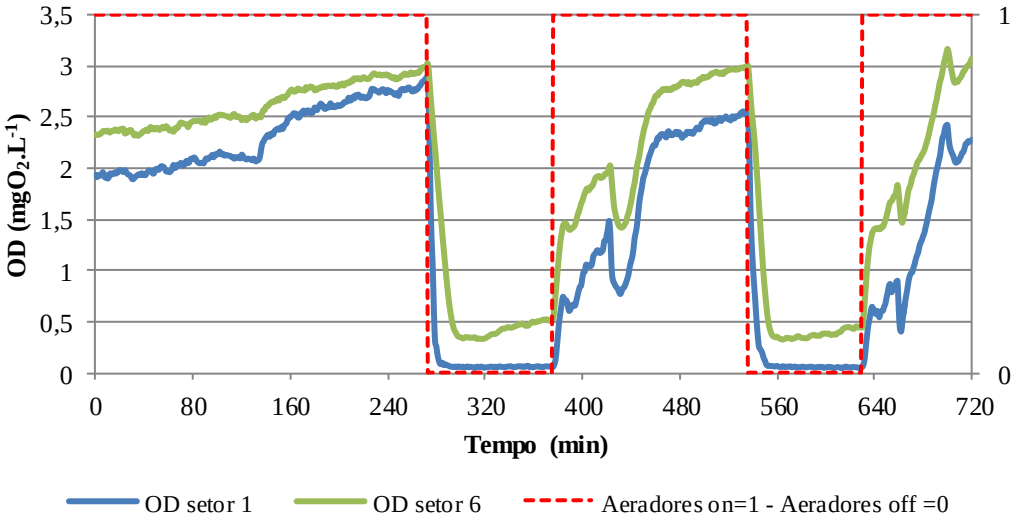

Figura 5.59 - Valores medidos *on-line* de OD durante a Fase 12 ao longo do sistema experimental para um período de 720 minutos.

Mesmo com a inclusão de comandos de segurança no *software* de controle, pode-se observar nas Figuras 5.58 e 5.59 que o tempo de agitação foi menor que o de aeração. No entanto, durante a Fase 12, foi obtida a maior de eficiência de remoção média para nitrogênio no sistema, o que demonstra que adoção de um período a mais após ser diagnosticado o ponto para acionamento da aeração e desligamento da agitação contribuiu para melhora no processo de remoção de nitrogênio.

5.4.2. Análise do monitoramento on-line

Ao avaliar o perfil das variáveis medidas *on-line* durante o período em que o reator foi operado com região aerada ou agitada - Etapa I ficou claro que não houve a formação de ambientes distintos predominantemente anóxico/ aeróbio, devido, principalmente, a inexistência de barreira física para separar os setores. No estudo de Peng et al. (2006) foi avaliada a remoção de nitrogênio em sistema anóxico/aeróbio formado por sete zonas separadas por defletores e por meio do monitoramento *on-line* do pH, OD e ORP constataram a formação de região anóxica e aeróbia e identificaram qual processo ocorria em cada zona. No presente estudo, para Etapa I, não foi possível distinguir por meio dos perfis das variáveis monitoradas (pH, OD e ORP) os processos que ocorriam ao longo do reator.

Na Etapa II, quando reator aerado foi operado com aeração intermitente e a aeração foi suficiente para ocorrer nitrificação completa, foi possível distinguir no perfil

de pH e OD pontos que indicavam o fim da nitrificação. O perfil de ORP não apresentou nenhum ponto que estivesse associado a ocorrência de um processo de biológico.

Nesta pesquisa, assim como apresentado por Peng et. al. (2006) e Gao et. al. (2011), foi possível "visualizar" o ponto de quebra no perfil de OD, quando o reator aerado foi operado com aeração intermitente, mostrando o fim do processo de nitrificação e o quanto do tempo de aeração foi em excesso. O fim do processo de nitrificação foi observado quando ocorreu o aumento abrupto da concentração de OD; e o excesso de aeração, que ocorreu devido ao fato de se continuar a aerar mesmo quando a nitrificação total ter sido alcançada, pode ser visualizado quando o ciclo de aeração/agitação foi fixo. O excesso de aeração pode ser sanado quando se tem o controle em tempo real da aeração por meio do monitoramento do *on-line*, como constatado no presente estudo quando o controle foi realizado por meio da concentração do N-amoniacal e do perfil de pH. O uso de sensor de OD é indicado para controlar processos aeróbios.

Foi constatado que o pH é uma variável que pode ser usada para controlar a aeração, uma vez que é possível identificar em seu perfil a existência da "inflexão" e do "ápice" que indicam o fim do processo de nitrificação e desnitrificação, respectivamente. Essa mesma constatação foi apontada por: Tsuneda el al. (2006); Casellas et al. (2006); Peng et. al. (2006); Kishida et al. (2008); Ruano et al. (2009) e Gao et al. (2011). Com isso, afirma-se que o pH é uma variável chave para o controle em tempo real da aeração/agitação para sistemas que visam a remoção de nitrogênio. Peng et al. (2003) mostraram que o pH pode ser usado para controlar sistemas de aeração/agitação mesmo quando há adição de alcalinidade, portanto, o perfil do pH tende a responder bem aos processos que acontecem no sistema.

Quanto aos sensores de ORP usados no reator aerado, não foi identificado nenhum ponto característico em seus perfis. Alguns pesquisadores, tais como Casellas et al. (2006) e Gao et al. (2011), relataram que um ponto de inflexão chamado de "joelho de nitrato" foi observado no perfil de ORP quando foi diagnosticada a desnitrificação. No presente estudo, o processo de desnitrificação não foi eficiente, por isso não ficou evidente esse ponto no perfil do monitoramento de ORP. Ressalta-se que Casellas et al. (2006) relataram que o monitoramento do pH foi bom para indicar o fim da desnitrificação endógena, sendo que esse foi o tipo de processo que a pesquisa pretendeu alcançar. Logo, o uso dos valores de pH para controlar o processo de remoção de nitrogênio foi uma boa escolha.

Com relação a programação de *software* para controlar em tempo real a aeração e agitação no reator aerado, esse foi elaborado a partir da Fase 7.

Para as Fases 7 e 8, a aeração/agitação foi controlada com base na concentração de nitrogênio amoniacal no efluente do decantador secundário e no setor 5 do reator aerado, respectivamente, esse foi um bom controle da aeração, pois evitou que essa fosse em excesso e manteve a concentração de N-amoniacal no limite determinado. Kaelin et al. (2008) e Gugliemi e Andreottola (2011) também utilizaram sensores de N-amoniacal para controlar a aeração do sistema e o *software* usado no presente estudo teve estrutura semelhante ao utilizado por Gugliemi e Andreottola (2011).

Com relação a estratégia de operação utilizada nas Fases 7 e 8, destaca-se que o sensor teve sua posição alterada de uma fase para outra. Amand et al. (2013) destacaram que várias condições devem ser consideradas quando é estruturado um sistema de automatização e entre elas está a localização do sensor.

A alteração da alocação do sensor no reator aerado foi providenciada pois havia um "delay" do valor medido, pois como na Fase 7 a sonda de N-amoniacal encontrava-se localizada no decantador secundário, o sistema funcionava em função da concentração medida no local, porém como o sistema era contínuo, havia entrada de fluxo a ser tratado continuamente, por isso, quando a aeração era iniciada a concentração de N-amoniacal era maior que $10 mg.L^{-1}$ no reator. Para a Fase 8, houve mudança na localização do sensor que foi colocado entre o Setor 4 e 5, de forma a diminuir o tempo de resposta em relação a concentração no início do reator. Com isso constatou-se a importância da definição da localização do sensor no reator.

Para as Fases 9 e 10, a variável do controle *on-line* utilizado para acionar agitação/aeração foi o pH medido no setor 6. O *software* foi elaborado para ligar e desligar aeradores/agitadores em função do módulo da derivada da curva do sensor de pH localizado no setor 6. Foi necessário escolher o melhor intervalo entre amostras e o número de amostras em análise para que os ciclos de aeração/agitação fossem mais estáveis. Peng et al. (2003) relataram que a derivada da curva do sensor de pH pode ser usada para controle do tempo de reação de remoção de carbono e nitrogênio.

Durante a operação das Fases 9 e 10 foi constatado que os períodos de aeração/agitação se alternavam várias vezes e que, na maior parte, o período de agitação foi menor que o de aeração. De acordo com Barana et al. (2013) um aumento na eficiência de remoção de nitrogênio total de 42% para 64% só ocorreu após redução dos períodos aerados e aumento dos períodos anóxicos. Com isso, fica claro a importância da definição

dos valores a serem inseridos no *software*, tais como o “tamanho” do intervalo em que seria feita a derivada e o período de análise dessa, que foram escolhidos por tentativa e erro durante a operação.

Para as Fases 11 e 12 foi realizada atualização no *software* de controle com a implementação de mecanismos de segurança para que a mudança do comando aeração/agitação fosse mais estável e ocorresse realmente no ponto em que o processo de nitrificação tivesse sido completo. Os fatores considerados foram: i) a concentração de OD no tanque de aeração para que a aeração só fosse desligada quando a concentração fosse maior que 3,0mgO_2.L^{-1}; e, ii) um período de tempo a mais após a detecção do ponto de inflexão de mudança da agitação para aeração, com isso o período sob agitação foi maior. Não foi possível avaliar muito bem o uso do *software* nessas fases, visto que ocorreram problemas que gerou instabilidade da biomassa e isso impactou diretamente os processos biológicos do reator aerado. No entanto, com os dados obtidos pode-se observar que o período de aeração ainda era maior que o de agitação.

Do estudo constata-se que o controle em tempo real da aeração/agitação contribui para o aprimoramento da operação de unidades de tratamento, além de otimizar o ciclo evitando ter aeração em excesso. Amand et al. (2013) destacaram que quando se realiza a automatização do controle da aeração há a necessidade de se implementar sistemas de controle ajustáveis às condições de operação.

6. CONCLUSÕES

Ao avaliar os resultados alcançados com o estudo de estratégias operacionais associadas ao monitoramento em tempo real para um sistema experimental formado por reator anaeróbio seguido por reator aerado não compartimentado com crescimento suspenso e com fluxo contínuo, constituído por sete setores em série (sem separação física), no tratamento de esgoto sanitário, foram obtidas as seguintes conclusões. Essas conclusões foram baseadas em sistema cujo afluente era esgoto sanitário, com valores de DBO relativamente baixos na faixa de 110 a 217mgO_2L^{-1}.

- No cenário, os resultados obtidos demonstraram que não se trata de uma boa solução adotar-se reatores com setores sequenciais sem divisão física, pois não ocorre, na prática, a predominância adequada de ambientes anóxico e aeróbio.
- O estudo indicou que a estratégia de operação com aeração intermitente, com período de aeração/agitação pré-fixado e controlado em tempo real, possibilitou incremento na eficiência de remoção de nitrogênio e é uma opção promissora comparada à aeração contínua e a setorização sem separação física.
- O sistema experimental, formado por reator anaeróbio seguido de reator aerado, mostrou elevada remoção de DBO em todas as condições estudadas.
- A conversão do NTK no reator aerado foi satisfatória, sendo que a concentração de N-amoniacal no efluente foi menor que 20mg.L^{-1} durante 78,5% do período experimental. No entanto, a remoção de nitrogênio total apresentou valores médios abaixo de 40%, uma vez que o fator limitante para a desnitrificação foi a falta de doadores de elétrons, pois o afluente do reator advinha de pré-tratamento em reator anaeróbio.
- Na Fase 12, Etapa II, foi obtida a maior eficiência média de remoção de nitrogênio de 35,6% no reator aerado, o qual era operado com aeração intermitente sendo o ciclo de aeração/agitação controlado em tempo real e a temperatura ambiente era de (28±3)ºC.
- A eficiência de remoção de fósforo não foi satisfatória, visto que houve competição entre os micro-organismos responsáveis pelo processo com os responsáveis por remover nitrogênio pelo material facilmente biodegradável, que era escasso.

- Na Fase 11, Etapa II, o sistema experimental apresentou maior eficiência média de remoção de fosfato com valor de 42,8%, sendo que foi observada remoção de até 69,7%. Nessa Fase, o reator aerado foi operado com aeração intermitente com ciclo de aeração/agitação controlado em tempo real por meio do sensor de pH.
- A baixa concentração de biomassa no reator aerado impactou os processos biológicos de remoção de nutrientes.
- Quando o reator aerado foi operado com aeração intermitente com tempo de aeração adequado, ad sondas de pH e OD permitiram evidenciar pontos indicativos do "fim" do processo de nitrificação em seus perfis.
- A operação com o controle da aeração e agitação por período pré-fixado não permitiu o controle adequado pleno sobre os períodos necessários para nitrificação e desnitrificação, sendo identificado que quando o ciclo de aeração/agitação foi de 120min/120min houve período de aeração maior que o necessário.
- O controle automático da aeração, com base no monitoramento *on-line* dos perfis de pH e OD, para controle da remoção de nitrogênio é uma alternativa muito atraente em relação ao sistemas com aeração contínua e contribui para o aperfeiçoamento da operação de sistemas de lodos ativados no tratamento de esgoto sanitário.
- O *software*, escrito em *Labview®* para ambiente *Windows*, que foi desenvolvido para registro e comando, atendeu aos requisitos necessários e permitiu realizar o controle em tempo real da aeração/agitação a partir dos valores medidos pelos sensores de pH e N-amoniacal.
- Para que sistema formado por reator anaeróbio seguido de reator aerado seja capaz de remover nutrientes é necessário que seja mantido concentração alta e estável de biomassa no tanque de aeração para que se consiga utilizar os compostos armazenados internamente nas células, e, seja feita uma derivação do esgoto bruto para o reator aerado. Assim, o sistema será operado sem adição exógena de material orgânico e poderá promover a remoção de nutrientes.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMAND, L.; OLSSON, G.; CARLSSON, B. (2013). Aeration control – a review. **Water Science & Technology**, v. 67, n. 11, p. 2374-2398.

APHA e American Public Health Association, AWWA e American Water Works Association, WEF e Water Environment Federation, 2012. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, twenty-second ed. APHA, AWWA,WEF, Washington, DC, EUA.

BALKU, S. (2007). Comparison between alternating aerobic-anoxic and conventional activated sludge systems. **Water Research**, v. 41, p. 2220-2228.

BARANA, A. C.; LOPES, D.D.; MARTINS, T.H.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M.H.R.Z.; DEL NERY, V.; FORESTI, E. (2013). Nitrogen and organic matter removal in an intermittently aerated fixed-bed reactor for post-treatment of anaerobic effluent from a slaughterhouse wastewater treatment plant. **Journal of Environmental Chemical Engineering**. v. 1, p. 453–459.

BATTISTONI, E. M.; FATONE, F.; PAVAN, P.; BELTRITTI, R.; RAVIOLA, M. (2008). Process control automation and remote on-line supervision: the strategy for wastewater treatment in an Italian piedmont. **Water Science & Technology**, London, v. 57, n. 10, p. 1571-1577.

BERNAT, K.; WOJNOWSKA-BARYLA, I. (2007). Carbon source in aerobic denitrification. **Biochemical Engineering Journal**. v. 36. p. 116-122.

BERNAT, K.; WOJNOWSKA-BARYLA, I.; DOBRZYNSKA, A. (2008). Denitrification with endogenous carbon source at low C/N and its effect on p(3HB) accumulation. **Bioresource Technology**. v. 99. p. 2410-2418.

CAMPOS, J. R.; REALI, M. A. P.; ROSSETTO, R.; SAMPAIO, J. (2007). A wastewater treatment plant composed of UASB reactors, activated sludge with DAF and UV disinfection, in series. In: IWA SPECIALISED CONFERENCE: DESIGN, OPERATION AND ECONOMICS OF LARGE WASTEWATER TREATMENT PLANTS, 10., 2007, Viena – Austria. **Proceedings…** EUA: IWA. p. 41-48.

CAO, Y. S.; ANG, C. M. (2009). Coupled UASB-activated sludge process for COD and nitrogen removals in municipal sewage treatment in warm climate. **Water Science and Technology**. v. 60, nº 11, p.2829-2839.

CASELLAS, M.; DAGOT, C.; BAUDU, M. (2006) Set up and assessment of a control strategy in a SBR in order to enhance nitrogen and phosphorus removal. **Process Biochemistry.** v. 42, p. 1994-2001.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. (1961). **Journal of Water Pollution Control Federation**. New York. v. 33, n.4, p.357-365.

EUSEBI, A. L.; CARLETTI, G.; COLA, E.; FATONE, F.; BATTISTONI, P. (2008). Switching small WWTPs from extended to intermittent aeration: process behavior and performances. **Water Science & Technology**, London, v. 58, n. 4, p. 865-872.

EUSEBI, A. L.; NARDELLI, P.; GATTI, G.; BATTISTONI, P.; CECCHI, F. (2009). Using excess sludge as carbon source for enhanced nitrogen removal and sludge reduction with hydrolysis technology. **Water Science and Technology.** v. 60, n. 4, p. 1536-1543.

GAO, Y. Q.; PENG, Y. Z.; ZHANG, J. Y.; WANG, J. L.; YE, L. (2010). From conventional activated sludge to alternate oxic/anoxic process: the optimisation of winery wastewater treatment. **Water Science and Technology.** v. 62, n. 7, p. 1041-1048.

GAO, D.; YUAN, X.; LIANG, H.; WU, W.M. (2011). Comparison of biological removal via nitrite with real-time control using aerobic granular sludge and flocculent activated sludge. **Applied Microbiology Biotechnology**, 89, p. 1645-1652.

GERARDI, M. H. (2002). Nitrification and denitrification in the activated sludge process. New York. John Wiley and Sons. 193p.

GRADY JR., C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. (1999). **Biological wastewater treatment**. 2nd, New York. Marcel Dekker. 1999. 1076p.

GUGLIEMI, G.; ANDREOTTOLA, G. (2011) Alternate anoxic/aerobic operation for nitrogen removal in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Water Science and Technology.** v. 64, n.8, p. 1730-1735.

HAMAMOTO, Y.; TABATA, S.; OKUBO, Y. (1997). Development of the intermittent cyclic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal. **Water Science and Technology.** v. 35, n. 1, p. 145-152.

HELLINGA, C.; SCHELLEN, A. A. J. C.; MULDER, J. W.; van LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. (1998) The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater. **Water Science and Technology.** v. 37, n. 9, p. 135-142.

HER, J.J; HUANG, J.S. (1995). Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough. **Bioresource Technology.** v. 54, p. 45-51.

JUBANY, I.; CARRERA, J.; LAFUENTE, J.; BAEZA, J. A. (2009). Expert control for a stable operation of a partial nitrification system to treat highty concentrated ammonium wastwater. **Water Science and Technology.** v. 60, n. 5, p.1191-1199.

KAELIN, D.; RIEGER, L.; EUGSTER, J.; ROTTERMANN, K.; BÄNNINGER, C.; SIEGRIST, H. (2008). Potencial of in-situ sensors with ion-selective electrodes for aeration control at wastewater treatment plants. **Water Science and Technology.** v. 58, n. 3, p. 629-637.

KANTARTZI, S.; MELIDIS, P.; AIVASIDIS, A. (2010). Intermittent feeding of wastewater in combination with alternating aeration for complete denitrification and control of filaments. **Water Science & Technology**, London, v. 61, n. 9, p. 2259-2266.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A. P. (2004). Novel microbial nitrogen removal processes. **Biotechnology Advances.** v. 22, p. 519-532.

KISHIDA, N.; TSUNEDA, T.; SAKAKIBARA, Y.; KIM, J. H.; SUDO, R. (2008). Real-time control strategy for simultaneous nitrogen and phosphorus removal using aerobic granular sludge. **Water Science & Technology.** v. 58, n. 2, p. 445-450.

MARCHETTO, M. (2001). **Remoção de nutrientes do efluente de reator anaeróbio utilizando reatores microaeróbio e com aeração intermitente seguidos de flotação por ar dissolvido.** 238p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

MARTÍN, M. A M.; ENRÍQUEZ, L. L.; FERNÁNDEZ-POLANCO, M.; VILLAVERDE, S.; GARCÍA-ENCINA, P. A. (2007). Nutrients removal in hibrid fluidised bed bioreactors operated with aeration cycles. **Water Science and Technology –** Biofilm systems VI. v. 55, n.8-9, p. 51-58.

METCALF; EDDY .(2004). **Wastewater engineering: Treatment disposal and reuse**. 4th ed., New York. McGraw-Hill Inc. 1819p.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (2006). Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Resolução Nº 380, de 31 de outubro de 2006. "Retifica a Resolução CONAMA Nº 375/2006 - Define critérios e procedimentos, para o uso agrícola de lodos de esgoto gerados em estações de tratamento de esgoto sanitário e seus produtos derivados, e dá outras providências". **Diário Oficial da União**, nº 213, Brasília, 7 de novembro de 2006. p.59.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (2011). Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Resolução Nº 430, de 13 de maio de 2011. "Dispõe sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Diário Oficial da União**, nº 92, Brasília, 16 de maio de 2011. p. 89.

NARDELLI, P.; GATTI, G.; CECCHI, F.; BATTISTONI, M. (2008). Upgrading small WWTPs in the autonomous province of Trento (Italy) by alternating oxic/anoxic process: a demonstration study. **Water Science & Technology**, London, v. 58, n. 4, p. 831-838.

PENG, Y. Z.; GAO, J. F.; WANG, S. Y.; SUI, M. H. (2003). Use of pH as fuzzy control parameter for nitrification under different alkalinity in SBR process. **Water Science & Technology**, London, v. 47, n. 11, p. 77-84.

PENG, Y. Z.; MA, Y.; WANG, S. Y. (2006). Improving nitrogen removal using on-line sensors in the A/O process. **Biochemical Engineering Journal**, v. 31, p. 48-55.

PIVELI, R. O.; KATO, M. T. (2006). **Qualidade das águas e poluição**: aspectos físico-químicos. São Paulo. ABES. 285p.

RA, C. S.; LO, K. V.; SHIN, J.S.; OH, J. S.; HONG, B.J. (2000). Biological nutrient removal with an internal organic carbon source in piggery wastewater treatment. **Water Resourse**. v.34, n. 3, p. 965-973

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, L. C. (1986). Improved alkalinetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal WPCF**, v.58, p.106-111.

RUANO, M. V.; RIBES, J.; SECO, A.; FERRER, J. (2009). Low cost-sensors as a real alternative to on-line nitrogen analysers in contiuous system. **Water Science and Technology.** v. 60, n. 12, p. 3261-3268.

SCHMIDT, I. et al. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology reviews.** 2003. v. 27, p. 481-492.

SEDLAK, R. (1991). **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater:** Principles and practice. 2nd ed. New York: Lewis Publishers. 1991. p.240.

SPEECE, R. E. (1996). **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters.** Nashville, Archae Press. p. 393.

TANWAR, P.; NANDY, T.; UKEYª, P.; MANEKARª, P. (2008) Correlating on-line monitoring parameters, pH, DO e ORP with nutrient removal in am intermittent cyclic process bioreactor system. **Bioresourse Technology.** v. 99, n. 16, p. 7630-7635. Nov.

TARDY, G. M.; BAKOS, V.; JOBBÁGY, A. (2012). Conditions and technologies of biological wastewater treatment in Hungary. **Water Science & Technology**, London, v. 65, n. 9, p. 1676-1683.

THIRD, K. A.; SLIEKERS, A. O.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M. (2001). The CANON System (Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite) under ammonium limitation: interaction and competition between three groups of bacteria. **Systematic and applied microbiology.** v. 24, p. 588-596.

THORNTON, A.; SUNNER, N.; HAECK, M. (2010). Real time control for reduced aeration and chemical consumption: a full scale study. **Water Science & Technology**, London, v. 61, n. 9, p. 2169-2175.

TSUNEDA, S.; OHNO, T.; SOEJIMA, K.; HIRATA, A. (2006). Simultaneous nitrogen and phosphorus removal using denitrifying phosphate-accumulating organisms in a sequencing batch reactor. **Biochemical Engineering Journal.** v. 27, p. 191-196.

van HAANDEL, A.; MARAIS, G. (1999). **O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicações para projetos e operação.** Campina Grande – PB, epgraf, 488p.

van HAANDEL, A.; van der LUBBE, J. (2007). **Handbook biological waste water treatment:** design and optimisation of activated sludge systems. Leidschendam - The Netherlands, Quist Publishing, 533p.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. (1998). Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts. **Environmental Pollution**. v. 102, n. 1, p.717-726.

VILLAVERDE, S.; LACALLE, M. L.; GARCíA-ENCINA, P. A.; FDZ-POLANCO, F. (2001) Nitrification-denitrification of UASB effluents highly loaded with nitrogen in an activated sludge reactor operated with short cycled aeration. **Water Science and Technology.**.v. 44, n.4, p. 279-286.

VILLAVERDE, S. (2004). Recent developments on biological nutrient removal processes for wastewater treatment. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology.** v. 3, p. 171-183.

VOCKS, M.; ADAM, C.; LESJEAN, B.; GNIRSS, R.; KRAUME, M. (2005). Enhanced post-denitrification without addition of an external carbon source in membrane bioreactors. **Water Research**. v. 39, p. 3360-3368.

YANG, Q.; LIU, X. H.; PENG, Y. Z.; WANG, S. Y.; SUN, H. W.; GU, S. B. (2009). Advanced nitrogen removal via nitrite from municipal wastewater in a pilot-plant sequencing batch reactor. **Water Science and Technology.** v. 59, n.12, p. 2371-2377.

ZENG, R. J.; LEMAIRE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. (2004). A novel wastewater treatment process: simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal. **Water Science and Technology.** v. 50, n. 10, p. 163-170.

APÊNDICE A – RESULTADOS DAS ANÁLISES REALIZADAS PARA AS VARIÁVEIS MONITORADAS AO LONGO DO PERÍODO EXPERIMENTAL

Tabela A 1 – Concentração de ácidos voláteis ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente AAV (mgCaCO3/L)	Afluente AGV (mgCH3COOH/L)	Ef. do reator anaeróbio AAV (mgCaCO3/L)	Ef. do reator anaeróbio AGV (mgCH3COOH/L)	Ef. do reator aerado AAV (mgCaCO3/L)	Ef. do reator aerado AGV (mgCH3COOH/L)
0	18/05/2011	8	39	55	28	40	14	19
	25/05/2011	15	53	74	24	33	13	18
	31/05/2011	21	53	74	29	41	12	16
	07/06/2011	28	45	64	22	31	13	18
	14/06/2011	35	41	57	20	29	11	16
	22/06/2011	43	43	61	26	37	15	21
	28/06/2011	49	66	93	37	52	20	28
	26/07/2011	77	34	47	12	16	12	16
	09/08/2011	91	37	52	18	25	9	13
	23/08/2011	105	38	53	19	27	12	16
	06/09/2011	119	40	56	15	21	12	16
I-1	20/09/2011	133	37	52	14	19		
	04/10/2011	147	58	81	16	22	13	18
	18/10/2011	161	47	66	18	25	15	21
I-2	08/11/2011	182	58	81	19	27	13	18
	22/11/2011	196	53	74	23	33	14	20
	13/12/2011	217	64	90	23	33	18	25
I-3	10/01/2012	245	26	37	11	16	9	12
	17/01/2012	252	19	27	11	16	10	13
	24/01/2012	259	48	68	11	16	10	13
	31/01/2012	266	31	44	12	17	10	13
I-4	14/02/2012	280	35	50	13	18	10	15
	28/02/2012	294	39	55	13	19	11	16
	06/03/2012	301	40	56	14	20	12	17
	13/03/2012	308	36	51	14	20	10	15
	27/03/2012	322	29	42	20	28	13	19
II-5	17/04/2012	336	39	55	18	25	14	20
	24/04/2012	343	48	68	15	21	15	21
	08/05/2012	357	44	62	29	41	10	13
	15/05/2012	364	31	43	13	19	12	17
	22/05/2012	371	37	52	11	16	11	16
II-6	05/06/2012	385	41	58	13	19	13	19
	12/06/2012	392	26	36	13	19	11	16
	26/06/2012	406	36	51	15	21	13	19
	03/07/2012	413	32	46	14	19	13	18
	10/07/2012	420	29	42	14	19	11	16
	31/07/2012	441	41	58	13	19	11	16
	07/08/2012	448	42	59	18	25	12	17
II-7	21/08/2012	462	47	66	20	28	12	17
	28/08/2012	469	46	64	14	20	10	14
	04/09/2012	476	49	70	17	24	15	21
	11/09/2012	483	44	62	36	51	13	18
	18/09/2012	490	34	48	19	27	14	20
II-8	09/10/2012	511	51	72	38	54	12	17
	16/10/2012	518	47	66	22	31	12	17
	23/10/2012	525	50	71	26	37	14	20
	30/10/2012	532	52	73	25	35	16	23
	06/11/2012	539	50	71	34	48	14	20
	13/11/2012	546	37	52	24	34	12	17
II-9	04/12/2012	567	57	80	40	56	12	17
	11/12/2012	574	28	39	17	24	14	20
	18/12/2012	581	56	79	17	24	13	18
	08/12/2013	602	53	75	38	54	25	35
	15/01/2013	609	21	30	19	27	13	18
	22/01/2013	616	45	63	36	51	14	20
II-10	09/04/2013	693	37	52	26	37	12	16
	16/04/2013	700	36	50	25	36	13	18
	23/04/2013	707	50	71	36	50	14	19
	07/05/2013	721	56	78	37	52	15	21
	01/06/2013	756	47	67	26	37	16	22
II-11	25/06/2013	770	47	67	33	46	11	15
	02/07/2013	777	45	64	37	52	15	21
	09/07/2013	784	43	61	35	49	11	15
	16/07/2013	791	45	64	35	49	12	16
	23/07/2013	798	47	67	22	31	12	16
II-12	06/08/2013	812	47	67	33	46	11	15
	13/08/2013	819	45	64	37	52	15	21
	20/08/2013	826	43	61	25	36	13	18
	27/08/2013	833	48	68	45	64	15	21

Tabela A 2 - pH e alcalinidade total ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado	
			pH inicial	Alc. Total (mgCaCO3/L)	pH inicial	Alc. Total (mgCaCO3/L)	pH inicial	Alc. Total (mgCaCO3/L)
0	18/05/2011	8	7,03	165	6,69	183	7,48	193
	25/05/2011	15	7,35	199	6,89	180	7,57	157
	31/05/2011	21	6,97	215	7,05	197	7,34	147
	07/06/2011	28	7,1	189	6,95	177	7,26	88
	22/06/2011	43	7,09	163	7,34	178	7,01	57
	28/06/2011	49	6,55	171	7,02	147	7,16	66
	05/07/2011	56	6,89	193	6,93	170	6,94	37
	12/07/2011	63	6,7	90	6,9	84	7,21	79
	26/07/2011	77	6,66	113	6,93	126	7,55	176
	09/08/2011	91	6,63	137	6,86	163	6,85	42
	23/08/2011	105	7,04	138	7,24	154	7,85	166
	06/09/2011	119	7,28	170	7,3	179	7,4	92
I-1	20/09/2011	133	7,14	172	7,11	191	7,89	235
	04/10/2011	147	6,88	184	6,93	185	7,58	166
	11/10/2011	154	6,98	179	7,01	173	7,37	87
	18/10/2011	161	7,17	174	7,13	209	7,54	120
	25/10/2011	168	7,4	159	7,17	195	7,61	167
I-2	08/11/2011	182	7,11	185	7	214	7,74	184
	22/11/2011	196	7,14	190	7,04	197	7,25	82
	29/11/2011	203	7,12	183	6,98	187	7,34	96
	13/12/2011	217	7	187	7,08	178	7,41	141
I-3	10/01/2012	245	7,2	158	7,09	189	7,55	161
	17/01/2012	252	7,02	184	6,96	181	7,36	116
	24/01/2012	259	7,15	199	7,06	213	7,66	173
	31/01/2012	266	7,22	188	7,1	198	7,41	143
I-4	14/02/2012	280	7	177	7,06	186	7,46	125
	06/03/2012	301	7,24	183	7,21	193	7,42	122
	13/03/2012	308	7,1	168	6,99	177	7,38	113
	27/03/2012	322	6,97	153	6,92	179	7,23	129
II-5	17/04/2012	336	7,09	192	7,08	209	7,74	205
	24/04/2012	343	7,33	201	7,17	219	7,58	164
	08/05/2012	357	7,1	216	6,91	201	7,6	194
	15/05/2012	364	7,19	173	7,07	193	7,57	183
	22/05/2012	371	7,31	192	7,16	204	7,88	242
II-6	05/06/2012	385	7,08	199	6,94	221	7,52	184
	12/06/2012	392	7,28	196	7,08	206	7,65	174
	26/06/2012	406	7,17	210	7,03	224	7,38	159
	03/07/2012	413	7,23	175	7,12	218	7,41	104
	10/07/2012	420	7,44	174	7,18	186	7,69	112
	31/07/2012	441	7,24	212	7,2	220	7,6	163
	07/08/2012	448	7,17	210	7,08	242	7,56	173
II-7	21/08/2012	462	7	209	7,05	229	7,34	139
	28/08/2012	469	6,98	223	7,02	229	7,3	116
	04/09/2012	476	7,07	222	6,95	243	7,11	106
	11/09/2012	483	7,05	204	6,89	213	7,31	152
	18/09/2012	490	7,01	164	6,94	155	7,38	175
II-8	09/10/2012	511	6,99	184	7,03	209	7,44	136
	16/10/2012	518	7,14	216	7,46	220	7,23	117
	23/10/2012	525	7,09	206	7,12	222	7,35	123
	30/10/2012	532	7,19	236	7,1	230	7,55	137
	06/11/2012	539	7,2	227	7,17	214	7,25	97
	13/11/2012	546	7,15	204	7,18	207	7,45	134
II-9	04/12/2012	567	7,21	203	7,28	212	7,44	133
	11/12/2012	574	7,12	204	7,13	213	7,32	139
	18/12/2012	581	7,16	156	7,16	193	7,56	141
	08/12/2013	602	7,09	205	7,13	204	7,56	154
	15/01/2013	609	7,23	285	7,19	276	7,53	214
	22/01/2013	616	7,18	278	7,08	289	7,42	282
II-10	09/04/2013	693	7,15	315	7,26	330	7,2	122
	16/04/2013	700	7,31	297	7,32	328	7,42	191
	23/04/2013	707	7,53	298	7,25	318	7,82	339
	07/05/2013	721	7,12	330	7,3	336	7,83	333
	01/06/2013	756	7,03	339	7,4	347	7,63	361
II-11	25/06/2013	770	7,18	313	7,07	347	7,53	233
	02/07/2013	777	7,29	326	7,19	346	7,73	443
	09/07/2013	784	7,22	328	7,18	364	7,46	275
	16/07/2013	791	7,22	331	7,19	324	7,49	261
	23/07/2013	798	7,19	315	7,2	336	7,35	181
II-12	06/08/2013	812	7,18	313	7,07	347	7,53	233
	13/08/2013	819	7,29	326	7,19	346	7,73	443
	20/08/2013	826	7,2	359	7,14	332	7,47	255
	27/08/2013	833	7,08	345	7,18	330	7,54	234

Tabela A 3 - Alcalinidade parcial e intermediária ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado	
			Alc. Parcial (mgCaCO3/L)	Alc. intermediaria (mgCaCO3/L)	Alc. Parcial (mgCaCO3/L)	Alc. intermediaria (mgCaCO3/L)	Alc. Parcial (mgCaCO3/L)	Alc. intermediaria (mgCaCO3/L)
0	18/05/2011	8	87	79	90	93	105	88
	25/05/2011	15	129	70	101	79	98	59
	31/05/2011	21	121	94	145	52	105	42
	07/06/2011	28	119	70	127	50	62	26
	22/06/2011	43	101	61	126	51	37	20
	28/06/2011	49	75	96	97	49	40	26
	05/07/2011	56	101	92	121	48	27	10
	12/07/2011	63	47	43	64	20	61	18
	26/07/2011	77	59	54	81	46	140	36
	09/08/2011	91	66	72	104	59	25	17
	23/08/2011	105	85	53	112	43	123	44
	06/09/2011	119	116	54	129	50	68	23
I-1	20/09/2011	133	110	62	140	51	188	47
	04/10/2011	147	112	71	131	54	130	35
	11/10/2011	154	106	72	124	48	65	22
	18/10/2011	161	114	60	155	54	93	27
	25/10/2011	168	109	50	148	47	128	39
I-2	08/11/2011	182	116	69	156	58	138	47
	22/11/2011	196	112	78	140	56	59	23
	29/11/2011	203	113	70	121	65	69	27
	13/12/2011	217	115	71	120	58	107	34
I-3	10/01/2012	245	101	57	136	53	120	40
	17/01/2012	252	113	71	124	57	79	37
	24/01/2012	259	122	77	149	64	131	42
	31/01/2012	266	125	62	143	55	106	36
I-4	14/02/2012	280	110	67	128	58	94	31
	06/03/2012	301	112	70	137	56	90	32
	13/03/2012	308	107	61	122	56	81	33
	27/03/2012	322	101	52	135	44	101	28
II-5	17/04/2012	336	129	63	154	54	162	43
	24/04/2012	343	129	71	161	58	120	44
	08/05/2012	357	138	78	126	75	147	48
	15/05/2012	364	116	58	142	51	140	44
	22/05/2012	371	127	65	151	53	182	60
II-6	05/06/2012	385	124	75	155	66	133	51
	12/06/2012	392	137	58	155	50	139	34
	26/06/2012	406	136	74	166	58	118	42
	03/07/2012	413	118	57	162	55	78	26
	10/07/2012	420	119	55	140	46	86	27
	31/07/2012	441	139	73	164	56	125	38
	07/08/2012	448	134	77	182	60	135	37
II-7	21/08/2012	462	127	82	162	67	106	33
	28/08/2012	469	136	87	165	63	87	28
	04/09/2012	476	149	73	187	56	84	22
	11/09/2012	483	129	75	146	67	123	30
	18/09/2012	490	106	59	108	47	142	33
II-8	09/10/2012	511	113	71	147	62	106	31
	16/10/2012	518	137	79	173	47	89	27
	23/10/2012	525	131	75	157	65	94	29
	30/10/2012	532	150	86	164	66	111	26
	06/11/2012	539	146	81	148	66	72	26
	13/11/2012	546	138	66	150	58	102	31
II-9	04/12/2012	567	138	64	162	50	104	29
	11/12/2012	574	143	61	171	43	108	30
	18/12/2012	581	106	50	150	43	106	35
	08/12/2013	602	130	75	153	51	124	30
	15/01/2013	609	201	84	203	73	167	47
	22/01/2013	616	188	91	201	88	228	54
II-10	09/04/2013	693	206	109	232	98	93	28
	16/04/2013	700	201	96	234	94	147	44
	23/04/2013	707	204	94	232	86	264	75
	07/05/2013	721	210	120	234	102	262	71
	01/06/2013	756	213	126	237	110	282	79
II-11	25/06/2013	770	205	108	243	105	184	50
	02/07/2013	777	218	108	245	101	356	87
	09/07/2013	784	228	100	258	106	213	62
	16/07/2013	791	228	104	236	89	212	48
	23/07/2013	798	208	107	244	92	131	50
II-12	06/08/2013	812	254	101	254	102	67	27
	13/08/2013	819	212	98	207	94	148	54
	20/08/2013	826	245	114	237	95	196	59
	27/08/2013	833	228	117	225	105	177	57

Tabela A 4 - DBO de amostra bruta ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			$DBO_{média}$ (mgO_2/L)	COV_{DBO} ($kg/m^3.d$)	$DBO_{média}$ (mgO_2/L)	Remoção anaeróbio (%)	DBOmédia (mgO2/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
I-1	20/09/2011	133	136	0,4080	67	50,7			
	04/10/2011	147	304	0,9120	85	72,0	7	91,8	97,7
	11/10/2011	154	323	0,9690	68	78,9	3	95,6	99,1
	18/10/2011	161	164	0,4920	56	65,9	4	92,7	97,5
	25/10/2011	168	156	0,4680	55	64,7	3	94,9	98,2
I-2	08/11/2011	182	181	0,5430	72	60,2	9	88,1	95,2
	22/11/2011	196	149	0,4470	64	57,0	5	92,2	96,6
	29/11/2011	203	137	0,4110	86	37,2	4	95,3	97,1
	13/12/2011	217	185	0,5550	97	47,6	11	88,7	94,1
I-3	10/01/2012	245	126	0,3780	50	60,3	3,9	92,2	96,9
	17/01/2012	252	170	0,5100	54	68,2	2,0	96,3	98,8
	24/01/2012	259	152	0,4560	56	63,2	1,8	96,8	98,8
	31/01/2012	266	167	0,5010	78	53,3	4,4	94,4	97,4
I-4	14/02/2012	280	164	0,4920	51	68,9	3,1	93,9	98,1
	28/02/2012	294	175	0,5250	69	60,6	8,5	87,7	95,1
	06/03/2012	301	166	0,4980	54	67,5	2,9	94,6	98,3
	13/03/2012	308	132	0,3960	40	69,7	2,4	94,0	98,2
	27/03/2012	322	128	0,3840	63	50,8	5,3	91,6	95,9
II-5	17/04/2012	336	177	0,5310	67	62,1	4,3	93,6	97,6
	24/04/2012	343	202	0,6060	75	62,9	3,8	94,9	98,1
	08/05/2012	357	208	0,6240	125	39,9	4,3	96,6	97,9
	15/05/2012	364	157	0,4710	60	61,8	2,2	96,3	98,6
	22/05/2012	371	189	0,5670	62	67,2	4,4	92,9	97,7
II-6	05/06/2012	385	200	0,6000	53	73,5	3,1	94,2	98,5
	26/06/2012	406	173	0,5190	56	67,6	3,1	94,5	98,2
	03/07/2012	413	104	0,3120	69	33,7	2,9	95,8	97,2
	10/07/2012	420	163	0,4890	49	69,9	2,3	95,3	98,6
	31/07/2012	441	161	0,4830	65	59,6	3,0	95,4	98,1
	07/08/2012	448	268	0,8040	106	60,4	2,2	97,9	99,2
II-7	21/08/2012	462	197	0,5910	89	54,8	3,3	96,3	98,3
	28/08/2012	469	191	0,5730	58	69,6	3,7	93,6	98,1
	04/09/2012	476	151	0,4530	59	60,9	3,5	94,1	97,7
	11/09/2012	483	204	0,6120	118	42,2	3,8	96,8	98,1
	18/09/2012	490	109	0,3270	65	40,4	3,4	94,8	96,9
II-8	09/10/2012	511	170	1,0200	134	21,2	7,1	94,7	95,8
	16/10/2012	518	177	1,0620	107	39,5	16,0	85,0	91,0
	23/10/2012	525	143	0,8580	115	19,6	7,3	93,7	94,9
	30/10/2012	532	186	1,1160	91	51,1	6,6	92,7	96,5
	06/11/2012	539	227	1,3620	114	49,8	5,3	95,4	97,7
	13/11/2012	546	139	0,8340	82	41,0	5,0	93,9	96,4
II-9	04/12/2012	567	115	0,6900	80	30,4	4,3	94,6	96,3
	11/12/2012	574	123	0,7380	75	39,0	6,4	91,5	94,8
	18/12/2012	581	96	0,5760	37	61,5	2,4	93,5	97,5
	08/12/2013	602	164	0,9840	83	49,4	6,4	92,3	96,1
	15/01/2013	609	71	0,4260	48	32,4	6,2	87,1	91,3
	22/01/2013	616	92	0,5760	79	14,1	13,0	83,5	85,9
II-10	09/04/2013	693	138	0,4140	104	24,6	4,0	96,2	97,1
	16/04/2013	700	149	0,4470	115	22,8	11,0	90,4	92,6
	23/04/2013	707	168	0,5040	113	32,7	12,0	89,4	92,9
	07/05/2013	721	200	0,6000	121	39,5	7,9	93,5	96,1
	01/06/2013	756	172	0,5160	164	4,7	21,0	87,2	87,8
II-11	25/06/2013	770	176	0,5280	124	29,5	9,8	92,1	94,4
	02/07/2013	777	121	0,3630	131	0,0	13,0	90,1	89,3
	09/07/2013	784	136	0,4080	116	14,7	8,0	93,1	94,1
	16/07/2013	791	172	0,5160	121	29,7	13,0	89,3	92,4
	23/07/2013	798	185	0,5550	116	37,3	13,0	88,8	93,0
II-12	06/08/2013	812	170	0,5100	125	26,5	13,0	89,6	92,4
	13/08/2013	819	131	0,3930	126	3,8	11,0	91,3	91,6
	20/08/2013	826	177	0,5310	111	37,3	8,9	92,0	95,0
	27/08/2013	833	176	0,5280	148	15,9	19,0	87,2	89,2

Tabela A 5 - DBO de amostra filtrada ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			$DBO_{média}$ (mgO_2/L)	COV_{DBO} ($kg/m^3.d$)	$DBO_{média}$ (mgO_2/L)	Remoção anaeróbio (%)	DBOmédia (mgO2/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
I-1	20/09/2011	133	74	0,2220	23	68,9	4,2	81,7	94,3
	04/10/2011	147	120	0,3600	27	77,5	2,9	89,3	97,6
	11/10/2011	154	54	0,1620	20	63,0			
	18/10/2011	161	93	0,2790	23	75,3	2,3	90,0	97,5
	25/10/2011	168	68	0,2040	19	72,1	1,3	93,2	98,1
I-2	08/11/2011	182	76	0,2280	20	73,7	3,1	84,5	95,9
	22/11/2011	196	69	0,2070	23	66,7	2	91,3	97,1
	29/11/2011	203	71	0,2130	46	35,2	2	95,7	97,2
	13/12/2011	217	97	0,2910	41	57,7	8	81,5	92,2
I-3	10/01/2012	245	77	0,2310	23	70,1	1,9	91,7	97,5
	17/01/2012	252	73	0,2190	15	79,5	2,0	86,7	97,3
	24/01/2012	259	81	0,2430	19	76,5	1,5	92,1	98,1
	31/01/2012	266	89	0,2670	24	73,0	2,5	89,6	97,2
I-4	14/02/2012	280	87	0,2610	20	77,0	1,4	93,0	98,4
	28/02/2012	294	109	0,3270	26	76,1	5,2	80,0	95,2
	06/03/2012	301	77	0,2310	21	72,7	2,2	89,5	97,1
	13/03/2012	308	59	0,1770	20	66,1	2,0	90,0	96,6
	27/03/2012	322	72	0,2160	20	72,2	3,5	82,5	95,1
II-5	17/04/2012	336	96	0,2880	21	78,1	3,6	82,9	96,3
	24/04/2012	343	100	0,3000	22	78,0	3,0	86,4	97,0
	08/05/2012	357	114	0,3420	60	47,4	3,2	94,7	97,2
	15/05/2012	364	59	0,1770	20	66,1	1,9	90,5	96,8
	22/05/2012	371	73	0,2190	20	72,6	2,3	88,5	96,8
II-6	05/06/2012	385	94	0,2820	19	79,8	2,5	86,8	97,3
	26/06/2012	406	67	0,2010	15	77,6	0,7	95,3	99,0
	03/07/2012	413	37	0,1110	15	59,5	0,3	98,0	99,2
	10/07/2012	420	74	0,2220	18	75,7	1,6	91,1	97,8
	31/07/2012	441	88	0,2640	25	71,6	3,0	88,0	96,6
	07/08/2012	448	163	0,4890	36	77,9	2,2	93,9	98,7
II-7	21/08/2012	462	88	0,2640	34	61,4	2,0	94,1	97,7
	28/08/2012	469	83	0,2490	21	74,7	2,1	90,0	97,5
	04/09/2012	476	86	0,2580	23	73,3	1,7	92,6	98,0
	11/09/2012	483	84	0,2520	47	44,0	2,4	94,9	97,1
	18/09/2012	490	48	0,1440	27	43,8	2,6	90,4	94,6
II-8	09/10/2012	511	102	0,6120	63	38,2	4,5	92,9	95,6
	16/10/2012	518	116	0,6960	40	65,5	6,9	82,8	94,1
	23/10/2012	525	88	0,5280	32	63,6	5,3	83,4	94,0
	30/10/2012	532	78	0,4680	28	64,1	3,3	88,2	95,8
	06/11/2012	539	77	0,4620	39	49,4	2,1	94,6	97,3
	13/11/2012	546	61	0,3660	28	54,1	1,7	93,9	97,2
II-9	04/12/2012	567	60	0,3600	21	65,0	0,6	97,1	99,0
	11/12/2012	574	70	0,4200	24	65,7	2,1	91,3	97,0
	18/12/2012	581	42	0,2520	18	57,1	0,6	96,7	98,6
	08/12/2013	602	67	0,4020	47	29,9	1,2	97,4	98,2
	15/01/2013	609	38	0,2280	22	42,1	1,2	94,5	96,8
	22/01/2013	616	66	0,5760	41	37,9	2,7	93,4	95,9
II-10	09/04/2013	693	72	0,2160	32	55,6	1,0	96,9	98,6
	16/04/2013	700	68	0,2040	35	48,5	2,3	93,4	96,6
	23/04/2013	707	65	0,1950	45	30,8	6,0	86,7	90,8
	07/05/2013	721	79	0,2370	46	41,8	3,2	93,0	95,9
	01/06/2013	756	99	0,2970	73	26,3	8,6	88,2	91,3
II-11	25/06/2013	770	66	0,1980	45	31,8	3,1	93,1	95,3
	02/07/2013	777	72	0,2160	49	31,9	8,7	82,2	87,9
	09/07/2013	784	54	0,1620	47	13,0	3,4	92,8	93,7
	16/07/2013	791	66	0,1980	42	36,4	4,2	90,0	93,6
	23/07/2013	798	88	0,2640	49	44,3	1,5	96,9	98,3
II-12	06/08/2013	812	76	0,2280	51	32,9	4,3	91,6	94,3
	13/08/2013	819	49	0,1470	43	12,2	4,6	89,3	90,6
	20/08/2013	826	84	0,2520	37	56,0	3,8	89,7	95,5
	27/08/2013	833	65	0,1950	44	32,3	3,1	93,0	95,2

Tabela A 6 - DQO de amostra bruta ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			$DQO_{média}$ (mgO_2/L)	COV_{DQO} ($kg/m^3.d$)	$DQO_{média}$ (mgO_2/L)	Remoção anaeróbio (%)	DQOmédia (mgO2/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	18/05/2011	8	294	0,8805	244	16,9	71	71,1	76,0
	25/05/2011	15	642	1,9260	293	54,4	66	77,5	89,7
	07/06/2011	28	787	2,3610	317	59,7	145	54,3	81,6
	22/06/2011	43	779	2,337	253	67,6	136	46,1	82,5
	09/08/2011	91	515	1,5435	279	45,9	39	86,0	92,4
	23/08/2011	105	383	1,1475	253	34,0	107	57,8	72,2
	06/09/2011	119	405	1,2135	301	25,7	60	80,2	85,3
I-1	20/09/2011	133	338	1,0140	203	39,9	63	69,2	81,5
	04/10/2011	147	660	1,9800	347	47,5	64	81,5	90,3
	11/10/2011	154	787	2,3595	208	73,6	53	74,5	93,3
	18/10/2011	161	387	1,1595	205	47,1	60	70,9	84,6
	25/10/2011	168	360	1,0785	160	55,6	47	70,8	87,1
I-2	08/11/2011	182	475	1,4250	251	47,3	67	73,5	86,0
	22/11/2011	196	355	1,0635	182	48,7	64	64,8	81,9
	29/11/2011	203	352	1,0560	275	22,0	60	78,1	83,0
	13/12/2011	217	448	1,3425	269	40,0	75	72,1	83,2
I-3	10/01/2012	245	306	0,9165	207	32,2	43	79,2	85,9
	17/01/2012	252	379	1,1370	189	50,1	42	77,8	88,9
	24/01/2012	259	384	1,1520	186	51,7	40	78,7	89,7
	31/01/2012	266	376	1,1265	235	37,4	36	84,9	90,5
I-4	14/02/2012	280	386	1,1580	161	58,3	31	81,1	92,1
	06/03/2012	301	427	1,2810	177	58,7	27	84,7	93,7
	13/03/2012	308	387	1,1595	125	67,7	24	81,2	93,9
	27/03/2012	322	273	0,8190	177	35,3	32	82,2	88,5
II-5	17/04/2012	336	413	1,2375	203	50,9	33	84,0	92,1
	24/04/2012	343	461	1,3830	224	51,4	40	82,1	91,3
	08/05/2012	357	395	1,1850	292	26,2	22	92,5	94,4
	15/05/2012	364	376	1,1265	207	45,0	16	92,3	95,7
	22/05/2012	371	414	1,2405	212	48,9	49	76,8	88,1
II-6	05/06/2012	385	495	1,4850	161	67,6	25	84,7	95,1
	12/06/2012	392	290	0,8685	156	46,3	33	78,8	88,6
	26/06/2012	406	407	1,2210	157	61,4	34	78,3	91,6
	03/07/2012	413	345	1,0350	233	32,6	36	84,5	89,6
	10/07/2012	420	367	1,1010	154	58,2	37	76,2	90,1
	31/07/2012	441	364	1,0905	185	49,2	32	82,9	91,3
	07/08/2012	448	624	1,8720	306	51,0	29	90,5	95,4
II-7	21/08/2012	462	468	1,4025	255	45,5	29	88,6	93,8
	28/08/2012	469	472	1,4145	171	63,7	27	84,2	94,3
	04/09/2012	476	368	1,1040	178	51,8	35	80,6	90,6
	11/09/2012	483	566	1,6980	322	43,1	35	89,1	93,8
	18/09/2012	490	328	0,9825	200	38,9	24	88,3	92,8
II-8	09/10/2012	511	335	2,0070	298	10,9	35	88,4	89,7
	16/10/2012	518	319	1,9140	228	28,7	48	79,1	85,1
	23/10/2012	525	338	2,0280	402	0,0	40	90,2	88,3
	30/10/2012	532	487	2,9190	324	33,5	48	85,2	90,1
	06/11/2012	539	592	3,5490	319	46,2	41	87,3	93,2
	13/11/2012	546	352	2,1120	244	30,7	37	84,8	89,5
II-9	04/12/2012	567	332	1,9890	263	20,7	41	84,4	87,6
	11/12/2012	574	314	1,8840	269	14,5	37	86,2	88,2
	18/12/2012	581	255	1,5300	162	36,7	46	71,8	82,2
	08/12/2013	602	431	2,5860	278	35,5	50	82,2	88,5
	15/01/2013	609	252	1,5120	172	31,7	69	60,2	72,8
	22/01/2013	616	303	1,8150	270	10,9	144	46,6	52,4
II-10	09/04/2013	693	383	2,2980	342	10,7	65	81,1	83,2
	16/04/2013	700	357	2,1420	364	0,0	105	71,3	70,7
	23/04/2013	707	395	2,3670	313	20,8	118	62,4	70,2
	07/05/2013	721	507	3,0390	330	34,9	56	83,2	89,0
	01/06/2013	756	398	2,3850	451	0,0	149	67,1	62,6
II-11	25/06/2013	770	318	1,9080	298	6,4	106	64,5	66,8
	02/07/2013	777	359	2,1510	373	0,0	157	58,0	56,3
	09/07/2013	784	319	1,9110	324	0,0	90	72,2	71,7
	16/07/2013	791	330	1,9800	276	16,4	100	63,9	69,8
	23/07/2013	798	374	2,2440	285	1,7	150	47,3	59,9
II-12	06/08/2013	812	364	2,1840	282	22,7	96,5	65,7	73,5
	13/08/2013	819	269	1,6110	354	0,0	136,0	61,6	49,3
	20/08/2013	826	382	2,2920	283	26,0	115,0	59,3	69,9
	27/08/2013	833	352	2,1090	309	12,2	114,0	63,0	67,6

Tabela A 7 - DQO de amostra filtrada ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			$DQO_{média}$ (mgO_2/L)	COV_{DQO} ($kg/m^3.d$)	$DQO_{média}$ (mgO_2/L)	Remoção anaeróbio (%)	DQOmédia (mgO2/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	18/05/2011	8	199	0,5970	173	13,1	46	73,4	76,9
	25/05/2011	15	171	0,5115	147	13,8	40	72,8	76,5
	31/05/2011	21	167	0,4995	117	30,0	15	87,6	91,3
	07/06/2011	28	289	0,8655	142	50,8	51	64,4	82,5
	14/06/2011	35	94	0,2820	105	0,0	13	87,6	86,2
	22/06/2011	43	193	0,5775	153	20,8	34	77,7	82,3
	28/06/2011	49	150	0,4485	104	30,8	59	43,0	60,5
	05/07/2011	56	172	0,5145	155	9,6	29	81,3	83,1
	12/07/2011	63	76	0,2265	33	57,0	9	72,3	88,1
	26/07/2011	77	124	0,3705	121	2,0	34	71,9	72,5
	09/08/2011	91	147	0,441	104	29,6	26	74,9	82,3
	23/08/2011	105	180	0,54	145	19,7	28	81,0	84,7
	06/09/2011	119	148	0,444	93	37,5	28	69,7	81,1
I-1	20/09/2011	133	182	0,5445	84	54,0	16	81,4	91,5
	04/10/2011	147	247	0,7410	111	55,1	19	83,3	92,5
	11/10/2011	154	166	0,4965	86	48,0	26	69,8	84,3
	18/10/2011	161	208	0,6225	79	61,9	17	78,5	91,8
	25/10/2011	168	176	0,5280	87	50,6	16	82,2	91,2
I-2	08/11/2011	182	219	0,6555	91	58,4	29	68,1	86,7
	22/11/2011	196	193	0,5775	72	62,6	11	84,7	94,3
	29/11/2011	203	184	0,5505	124	32,4	18	85,9	90,5
	13/12/2011	217	159	0,4770	115	28,0	28	75,5	82,4
I-3	10/01/2012	245	182	0,5445	97	46,8	20	79,3	89,0
	17/01/2012	252	198	0,5940	62	68,7	30	51,6	84,8
	24/01/2012	259	213	0,6375	68	68,0	24	64,7	88,7
	31/01/2012	266	168	0,5025	81	51,6	18	77,8	89,3
I-4	14/02/2012	280	216	0,6480	67	69,0	13	81,3	94,2
	28/02/2012	294	208	0,6225	95	54,5	26	73,0	87,7
	06/03/2012	301	191	0,5715	63	67,2	16	74,4	91,6
	13/03/2012	308	188	0,5640	58	69,4	12	80,0	93,9
	27/03/2012	322	167	0,5010	60	64,4	10	83,2	94,0
II-5	17/04/2012	336	201	0,6030	106	47,5	29	73,0	85,8
	24/04/2012	343	226	0,6765	129	42,8	35	72,9	84,5
	08/05/2012	357	194	0,5820	175	9,8	16	91,1	92,0
	15/05/2012	364	172	0,5160	101	41,3	11	89,1	93,6
	22/05/2012	371	182	0,5460	60	67,0	31	49,2	83,2
II-6	05/06/2012	385	219	0,6555	66	69,8	12	81,8	94,5
	12/06/2012	392	151	0,4530	50	67,2	22	56,6	85,8
	26/06/2012	406	173	0,5190	65	62,7	28	57,4	84,1
	03/07/2012	413	151	0,4515	61	59,5	23	63,1	85,0
	10/07/2012	420	168	0,5025	50	70,1	24	52,0	85,7
	31/07/2012	441	192	0,5760	77	59,9	18	76,6	90,6
	07/08/2012	448	212	0,6360	135	36,3	29	78,5	86,3
II-7	21/08/2012	462	184	0,5520	130	29,3	21	83,8	88,6
	28/08/2012	469	184	0,5520	74	59,8	18	75,7	90,2
	04/09/2012	476	190	0,5685	97	49,1	19	80,8	90,2
	11/09/2012	483	182	0,5445	144	20,7	25	83,0	86,5
	18/09/2012	490	145	0,4335	125	13,8	15	88,4	90,0
II-8	09/10/2012	511	172	1,0290	151	12,2	16	89,4	90,7
	16/10/2012	518	180	1,0800	114	36,9	32	71,8	82,2
	23/10/2012	525	168	1,0050	108	35,5	17	84,7	90,1
	30/10/2012	532	152	0,9090	132	12,9	30	77,3	80,2
	06/11/2012	539	185	1,1100	140	24,3	24	83,2	87,3
	13/11/2012	546	152	0,9120	117	23,4	21	82,4	86,5
II-9	04/12/2012	567	161	0,9660	85	47,5	24	72,2	85,4
	11/12/2012	574	144	0,8640	86	40,6	23	73,7	84,4
	18/12/2012	581	139	0,8340	76	45,3	16	79,6	88,8
	08/12/2013	602	209	1,2510	150	28,3	17	89,0	92,1
	15/01/2013	609	119	0,7110	97	18,6	15	84,5	87,3
	22/01/2013	616	166	0,9930	155	6,3	40	74,2	75,8
II-10	09/04/2013	693	223	1,3350	151	32,1	26	82,8	88,3
	16/04/2013	700	184	1,1040	139	24,7	31	77,6	83,2
	23/04/2013	707	168	1,0050	130	22,4	41	68,8	75,8
	07/05/2013	721	219	1,3140	147	33,1	37	75,1	83,3
	01/06/2013	756	232	1,3920	189	18,8	42	78,0	82,1
II-11	25/06/2013	770	170	1,0170	121	28,6	16	86,8	90,6
	02/07/2013	777	198	1,1850	151	23,5	39	74,2	80,3
	09/07/2013	784	174	1,0410	140	19,3	42	70,4	76,1
	16/07/2013	791	144	0,8610	132	8,4	40	69,6	72,1
	23/07/2013	798	202	1,2120	154	24,0	34	77,9	83,2
II-12	06/08/2013	812	168	1,0080	159	5,4	33,0	79,2	80,4
	13/08/2013	819	161	0,9630	149	7,2	18,5	87,6	88,5
	20/08/2013	826	188	1,1250	176	6,4	35,5	79,8	81,1
	27/08/2013	833	166	0,9930	160	3,3	31,0	80,6	81,3

Tabela A 8 – Concentração de NTK de am. bruta ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			Conc. bruta (mg/L)	CNV_{NTK} (kg/m³.d)	Conc. bruta (mg/L)	Remoção anaeróbio (%)	Conc. bruta (mg/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	18/05/2011	8	37	0,1109	36	1,4	35	4,3	5,6
	25/05/2011	15	42	0,1250	32	23,8	24	23,0	41,3
	31/05/2011	21	39	0,1156	36	5,4	28	24,3	28,4
	07/06/2011	28	45	0,1344	35	20,9	21	39,7	52,3
	22/06/2011	43	59	0,1756	41	30,8	15	63,9	75,0
	05/07/2011	56	65	0,1959	35	46,6	8	77,4	87,9
	12/07/2011	63	32	0,0946	24	25,0	15	38,1	53,6
	09/08/2011	91	41	0,1243	37	10,8	9	75,8	78,4
	23/08/2011	105	34	0,1008	32	3,3	16	51,7	53,3
	06/09/2011	119	47	0,1395	46	2,1	12	74,5	75,0
I-1	20/09/2011	133	49	0,1482	47	3,9	10	79,6	80,4
	04/10/2011	147	50	0,1502	40	19,5	10	75,8	80,5
	11/10/2011	154	51	0,1538	46	9,5	7	84,2	85,7
	18/10/2011	161	44	0,1318	42	5,6	11	73,5	75,0
	25/10/2011	168	46	0,1392	44	5,3	2	94,4	94,7
I-2	08/11/2011	182	51	0,1538	46	9,5	2	94,7	95,2
	22/11/2011	196	49	0,1465	49	0,0	5	90,0	90,0
	29/11/2011	203	54	0,1611	52	2,3	4	93,0	93,2
	13/12/2011	217	44	0,1318	39	11,1	15	62,5	66,7
I-3	10/01/2012	245	44	0,1318	42	5,6	9	79,4	80,6
	17/01/2012	252	40	0,1207	37	7,9	2	94,3	94,7
	24/01/2012	259	46	0,1365	42	7,0	5	87,5	88,4
	31/01/2012	266	43	0,1302	43	0,0	13	70,7	70,7
I-4	14/02/2012	280	42	0,1270	41	2,5	5	87,2	87,5
	06/03/2012	301	35	0,1048	34	3,0	2	93,8	93,9
	13/03/2012	308	32	0,0953	30	6,7	4	85,7	86,7
	27/03/2012	322	41	0,1236	39	6,3	5	86,7	87,5
II-5	17/04/2012	336	48	0,1430	46	2,7	22	52,8	54,1
	24/04/2012	343	52	0,1546	48	7,5	28	40,5	45,0
	08/05/2012	357	53	0,1584	50	4,9	17	66,7	68,3
	15/05/2012	364	49	0,1468	49	0,0	26	47,4	47,4
	22/05/2012	371	52	0,1546	46	10,0	35	25,0	32,5
II-6	05/06/2012	385	44	0,1314	44	0,0	17	61,8	61,8
	12/06/2012	392	49	0,1468	46	5,3	15	66,7	68,4
	26/06/2012	406	48	0,1430	50	0,0	15	69,2	67,6
	03/07/2012	413	46	0,1391	45	2,8	8	82,9	83,3
	10/07/2012	420	48	0,1430	45	5,4	5	88,6	89,2
	31/07/2012	441	48	0,1430	43	10,8	14	66,7	70,3
	07/08/2012	448	46	0,1391	52	0,0	4	92,5	91,7
II-7	21/08/2012	462	48	0,1430	49	0,0	8	84,2	83,8
	28/08/2012	469	46	0,1391	48	0,0	8	83,8	83,3
	04/09/2012	476	50	0,1507	50	0,0	6	87,2	87,2
	11/09/2012	483	44	0,1331	52	0,0	11	78,6	75,0
	18/09/2012	490	41	0,1220	37	9,1	7	80,0	81,8
II-8	09/10/2012	511	46	0,2735	48	0,0	11	76,9	75,7
	16/10/2012	518	63	0,3770	52	17,6	11	78,6	82,4
	23/10/2012	525	44	0,2661	59	0,0	10	83,3	77,8
	30/10/2012	532	58	0,3474	58	0,0	11	80,9	80,9
	06/11/2012	539	53	0,3179	53	0,0	11	79,1	79,1
	13/11/2012	546	46	0,2735	49	0,0	9	82,5	81,1
II-9	04/12/2012	567	42	0,2513	44	0,0	10	77,8	76,5
	11/12/2012	574	44	0,2661	47	0,0	6	86,8	86,1
	18/12/2012	581	39	0,2365	41	0,0	2	93,9	93,8
	08/12/2013	602	47	0,2809	43	7,9	11	74,3	76,3
	15/01/2013	609	42	0,2513	39	5,9	20	50,0	52,9
	22/01/2013	616	54	0,3252	55	0,0	32	42,2	40,9
II-10	09/04/2013	693	47	0,2817	54	0,0	8	84,4	82,1
	16/04/2013	700	51	0,3034	54	0,0	17	68,9	66,7
	23/04/2013	707	53	0,3179	53	0,0	34	36,4	36,4
	07/05/2013	721	47	0,2817	49	0,0	31	36,6	33,3
	01/06/2013	756	54	0,3251	58	0,0	45	22,9	17,8
II-11	25/06/2013	770	54	0,3251	58	0,0	43	25,0	20,0
	02/07/2013	777	48	0,2890	43	10,0	34	22,2	30,0
	09/07/2013	784	57	0,3400	64	0,0	42	34,6	26,1
	16/07/2013	791	52	0,3105	49	4,8	32	35,0	38,1
	23/07/2013	798	55	0,3326	55	0,0	33	40,0	40,0
II-12	06/08/2013	812	48	0,2883	51	0,0	12	75,6	74,4
	13/08/2013	819	53	0,3179	49	7,0	14	72,5	74,4
	20/08/2013	826	65	0,3918	58	11,3	23	59,6	64,2
	27/08/2013	833	58	0,3474	54	6,4	41	25,0	29,8

Tabela A 9 – Concentração de N-amoniacal e N-orgânico de amostra bruta ao longo do período experimental.

Etapa-Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado	
			Namon (mg/L)	Norg (mg/L)	Namon (mg/L)	Norg (mg/L)	Namon (mg/L)	Norg (mg/L)
0	18/05/2011	8	23	14	26	11	30	5
	25/05/2011	15	36	5	29	3	23	2
	31/05/2011	21	32	7	28	9	22	6
	07/06/2011	28	34	10	32	4	19	2
	22/06/2011	43	24	34	26	14	2	13
	05/07/2011	56	32	33	30	5	1	7
	12/07/2011	63	10	21	8	16	1	14
	09/08/2011	91	24	17	26	11	2	7
	23/08/2011	105	24	10	27	6	13	3
	06/09/2011	119	38	8	40	6	10	2
I-1	20/09/2011	133	36	14	40	7	6	4
	04/10/2011	147	36	14	37	3	7	2
	11/10/2011	154	35	16	38	8	5	2
	18/10/2011	161	29	15	30	12	2	9
	25/10/2011	168	33	13	39	5	0	2
I-2	08/11/2011	182	33	19	38	8	0	2
	22/11/2011	196	36	13	40	9	1	4
	29/11/2011	203	37	16	38	14	1	3
	13/12/2011	217	34	9	34	5	5	10
I-3	10/01/2012	245	32	12	37	4	6	3
	17/01/2012	252	30	10	30	7	0	2
	24/01/2012	259	34	12	38	4	1	4
	31/01/2012	266	32	12	36	7	9	4
I-4	14/02/2012	280	32	10	35	6	3	3
	06/03/2012	301	28	7	31	2	1	1
	13/03/2012	308	28	4	28	1	2	2
	27/03/2012	322	27	14	30	9	0	5
II-5	17/04/2012	336	35	12	40	7	17	5
	24/04/2012	343	39	13	42	6	27	1
	08/05/2012	357	39	14	38	12	13	4
	15/05/2012	364	32	17	37	12	20	6
	22/05/2012	371	36	15	37	9	28	7
II-6	05/06/2012	385	32	12	40	4	15	2
	12/06/2012	392	38	11	39	7	15	0
	26/06/2012	406	40	8	43	7	14	2
	03/07/2012	413	32	15	40	5	3	5
	10/07/2012	420	31	17	35	10	2	3
	31/07/2012	441	36	12	39	4	11	3
	07/08/2012	448	34	12	41	11	2	2
II-7	21/08/2012	462	38	9	42	7	6	2
	28/08/2012	469	38	9	42	6	6	2
	04/09/2012	476	39	11	42	8	4	3
	11/09/2012	483	39	6	43	9	5	6
	18/09/2012	490	30	10	30	7	2	5
II-8	09/10/2012	511	38	7	40	8	3	8
	16/10/2012	518	40	23	36	15	8	3
	23/10/2012	525	38	6	41	18	4	6
	30/10/2012	532	43	14	44	14	4	7
	06/11/2012	539	41	12	41	12	3	8
	13/11/2012	546	35	10	40	9	6	2
II-9	04/12/2012	567	34	8	39	6	5	5
	11/12/2012	574	35	9	38	9	3	3
	18/12/2012	581	30	10	35	6	1	2
	08/12/2013	602	38	9	38	5	9	2
	15/01/2013	609	37	5	39	1	17	3
	22/01/2013	616	45	9	45	10	25	7
II-10	09/04/2013	693	39	8	43	11	6	3
	16/04/2013	700	36	14	42	12	11	6
	23/04/2013	707	37	16	43	10	28	6
	07/05/2013	721	41	6	44	5	28	4
	01/06/2013	756	42	13	45	13	38	7
II-11	25/06/2013	770	41	13	44	14	32	11
	02/07/2013	777	39	9	39	4	31	3
	09/07/2013	784	46	11	49	15	33	9
	16/07/2013	791	48	4	46	3	30	2
	23/07/2013	798	45	10	45	10	30	3
II-12	06/08/2013	812	42	6	43	8	10	2
	13/08/2013	819	41	12	45	4	9	5
	20/08/2013	826	53	12	48	10	15	8
	27/08/2013	833	49	9	49	6	36	5

Tabela A 10 – Concentração de NTK de amostra filtrada ao longo do período experimental.

Etapa-Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			Conc. (mg/L)	CNV_{NTK} (kg/m³.d)	Conc. (mg/L)	Remoção anaeróbio (%)	Conc. (mg/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	12/07/2011	63	19	0,0574	18	5,9	6	68,8	70,6
	09/08/2011	91	30	0,0907	28	7,4	4	84,0	85,2
	23/08/2011	105	28	0,0840	27	4,0	12	54,2	56,0
	06/09/2011	119	41	0,1221	39	4,8	10	75,0	76,2
I-1	20/09/2011	133	44	0,1308	43	2,2	5,81	86,4	86,7
	04/10/2011	147	43	0,1282	37	14,3	8,55	76,7	80,0
	11/10/2011	154	38	0,1135	37	3,2	6,10	83,3	83,9
	18/10/2011	161	39	0,1172	38	3,1	7,32	80,6	81,3
	25/10/2011	168	42	0,1245	39	5,9	1	96,9	97,1
I-2	08/11/2011	182	42	0,1245	39	5,9	2,44	93,8	94,1
	22/11/2011	196	43	0,1282	42	2,9	2,44	94,1	94,3
	29/11/2011	203	42	0,1245	40	2,9	2,44	93,9	94,1
	13/12/2011	217	40	0,1209	37	9,1	7,32	80,0	81,8
I-3	10/01/2012	245	39	0,1172	35	9,4	6,10	82,8	84,4
	17/01/2012	252	33	0,0984	30	9,7	1,06	96,4	96,8
	24/01/2012	259	39	0,1175	37	5,4	3,18	91,4	91,9
	31/01/2012	266	37	0,1111	37	0,0	10,58	71,4	71,4
I-4	14/02/2012	280	35	0,1270	34	2,5	5	87,2	87,5
	06/03/2012	301	32	0,1048	32	3,0	2	93,8	93,9
	13/03/2012	308	30	0,0889	29	3,6	2,12	92,6	92,9
	27/03/2012	322	37	0,1121	35	6,9	5,15	85,2	86,2
II-5	17/04/2012	336	45	0,1352	44	2,9	20,61	52,9	54,3
	24/04/2012	343	45	0,1352	44	2,9	27,05	38,2	40,0
	08/05/2012	357	50	0,1507	45	10,3	12,88	71,4	74,4
	15/05/2012	364	40	0,1198	40	0,0	23,18	41,9	41,9
	22/05/2012	371	48	0,1430	41	13,5	30,91	25,0	35,1
II-6	05/06/2012	385	43	0,1275	41	3,0	15,46	62,5	63,6
	12/06/2012	392	46	0,1391	43	8,3	15,46	63,6	66,7
	26/06/2012	406	45	0,1352	44	2,9	15,46	64,7	65,7
	03/07/2012	413	43	0,1275	43	0,0	6,44	84,8	84,8
	10/07/2012	420	44	0,1314	43	2,9	5,15	87,9	88,2
	31/07/2012	441	43	0,1275	39	9,1	14,17	63,3	66,7
	07/08/2012	448	43	0,1275	41	3,0	2,58	93,8	93,9
II-7	21/08/2012	462	46	0,1391	45	2,8	6	85,7	86,1
	28/08/2012	469	44	0,1314	44	0,0	8	82,4	82,4
	04/09/2012	476	45	0,1352	44	2,9	6	85,3	85,7
	11/09/2012	483	41	0,1220	43	0,0	10	77,1	75,8
	18/09/2012	490	34	0,1035	31	10,7	6	80,0	82,1
II-8	09/10/2012	511	43	0,2587	41	5,7	9	78,8	80,0
	16/10/2012	518	48	0,2883	39	17,9	10	75,0	79,5
	23/10/2012	525	44	0,2661	42	5,6	10	76,5	77,8
	30/10/2012	532	48	0,2883	51	0,0	10	80,5	79,5
	06/11/2012	539	42	0,2513	43	0,0	10	77,1	76,5
	13/11/2012	546	42	0,2513	39	5,9	7	81,3	82,4
II-9	04/12/2012	567	41	0,2439	42	0,0	9	79,4	78,8
	11/12/2012	574	38	0,2292	39	0,0	6	84,4	83,9
	18/12/2012	581	37	0,2218	37	0,0	2	93,3	93,3
	08/12/2013	602	43	0,2587	41	5,7	11	72,7	74,3
	15/01/2013	609	39	0,2365	37	6,2	16	56,7	59,4
	22/01/2013	616	52	0,3105	51	2,4	30	41,5	42,9
II-10	09/04/2013	693	42	0,2528	43	0,0	7	83,3	82,9
	16/04/2013	700	42	0,2528	43	0,0	14	66,7	65,7
	23/04/2013	707	47	0,2817	47	0,0	29	38,5	38,5
	07/05/2013	721	45	0,2673	45	0,0	28	37,8	37,8
	01/06/2013	756	51	0,3034	46	9,5	39	15,8	23,8
II-11	25/06/2013	770	46	0,3251	42	0,0	35	25,0	20,0
	02/07/2013	777	45	0,2890	42	10,0	33	22,2	30,0
	09/07/2013	784	54	0,3400	62	0,0	37	34,6	26,1
	16/07/2013	791	51	0,3105	48	4,8	28	35,0	38,1
	23/07/2013	798	51	0,3326	49	0,0	31	40,0	40,0
II-12	06/08/2013	812	44	0,2661	44	0,0	10	77,8	77,8
	13/08/2013	819	47	0,2809	46	2,6	10	78,4	78,9
	20/08/2013	826	54	0,3252	52	4,5	17	66,7	68,2
	27/08/2013	833	54	0,3252	51	6,8	36	29,3	34,1

Tabela A 11 – Concentração de N-total de amostra filtrada ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator			Ef. do reator aerado				
			Conc. NOx (mg/L)	Conc. Ntotal (mg/L)	Conc. NOx (mg/L)	Conc. Ntotal (mg/L)	Rem. ana (%)	Conc. nitrito (mg/L)	Conc. nitrato (mg/L)	Conc. Ntotal (mg/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	12/07/2011	63	0	19	0	18	5,6	0	10	16	12,4	17,2
	09/08/2011	91	0	31	0	28	7,6	1	21	27	3,1	10,5
	23/08/2011	105	0	28	0	27	4,0	0	12	25	7,7	11,3
	06/09/2011	119	0	41	0	39	4,3	0	22	32	18,6	22,1
I-1	20/09/2011	133	0	44	0	43	2,3	0	28	34	19,5	21,4
	04/10/2011	147	0	43	0	37	14,3	0	18	27	27,3	37,7
	11/10/2011	154	0	38	0	37	3,1	0	30	37	0,7	3,7
	18/10/2011	161	0	39	0	38	3,2	0	30	38	0,7	3,8
	25/10/2011	168	0	42	0	39	5,9	0	33	34	13,5	18,6
I-2	08/11/2011	182	0	42	0	39	5,9	0	33	36	8,3	13,8
	22/11/2011	196	0	43	0	42	5,5	0	38	41	2,9	5,4
	29/11/2011	203	0	42	0	40	2,9	0	25	27	32,8	34,7
	13/12/2011	217	0	41	0	37	9,1	0	25	33	10,4	18,6
I-3	10/01/2012	245	0	39	0	36	9,4	0	23	29	17,8	25,5
	17/01/2012	252	0	33	0	30	9,7	0	27	28	5,2	14,3
	24/01/2012	259	0	39	0	37	5,2	0	33	36	3,0	8,0
	31/01/2012	266	0	37	0	37	0,0	0	20	31	16,8	16,7
I-4	14/02/2012	280	0	35	0	34	2,1	0	29	35	0,0	0,6
	06/03/2012	301	0	32	0	32	0,0	0	27	29	10,3	10,0
	13/03/2012	308	0	30	0	32	0,0	0	26	28	3,5	6,4
	27/03/2012	322	0	38	0	29	3,0	0	22	27	22,0	28,0
II-5	17/04/2012	336	0	45	0	44	2,8	0	15	35	19,8	22,1
	24/04/2012	343	0	45	0	44	2,6	0	8	35	20,0	22,1
	08/05/2012	357	0	50	0	45	10,3	0	10	23	48,8	54,1
	15/05/2012	364	0	40	0	40	0,0	1	7	31	22,6	22,5
	22/05/2012	371	0	48	0	41	13,4	0	3	34	17,1	28,3
II-6	05/06/2012	385	0	43	0	41	3,0	0	17	32	21,3	23,7
	12/06/2012	392	0	46	0	43	8,3	0	15	30	28,6	34,6
	26/06/2012	406	0	45	0	44	2,9	0	19	35	19,9	22,2
	03/07/2012	413	0	43	0	43	0,0	0	32	39	8,6	8,6
	10/07/2012	420	0	44	0	43	2,8	0	26	31	26,5	28,5
	31/07/2012	441	0	43	0	39	9,1	0	17	31	19,9	27,2
	07/08/2012	448	0	43	0	41	2,8	0	25	27	33,6	35,4
II-7	21/08/2012	462	0	47	0	45	2,7	0	22	29	36,4	38,1
	28/08/2012	469	0	44	0	44	0,0	0	31	39	11,9	11,5
	04/09/2012	476	0	45	0	44	2,6	0	29	36	18,9	21,1
	11/09/2012	483	0	41	0	43	0,0	0	20	30	29,4	25,1
	18/09/2012	490	0	34	0	31	10,4	0	13	20	36,3	42,9
II-8	09/10/2012	511	0	43	0	41	5,2	0	23	32	21,4	25,5
	16/10/2012	518	0	48	0	40	17,9	2	22	34	13,4	28,9
	23/10/2012	525	0	44	0	42	5,5	2	24	36	14,0	18,7
	30/10/2012	532	0	48	0	51	0,0	3	27	40	21,7	17,9
	06/11/2012	539	0	42	0	43	0,0	2	19	31	28,2	25,9
	13/11/2012	546	0	42	0	39	5,9	4	17	29	26,2	30,5
II-9	04/12/2012	567	0	41	0	42	0,0	1	23	32	23,5	21,1
	11/12/2012	574	0	38	0	40	0,0	0	22	29	27,3	24,8
	18/12/2012	581	0	37	0	37	0,0	0	28	31	15,6	15,6
	08/12/2013	602	0	43	0	41	5,4	1	14	26	35,7	39,1
	15/01/2013	609	0	40	0	37	6,1	1	12	29	22,6	27,3
	22/01/2013	616	0	52	0	51	2,3	2	5	36	28,8	30,4
II-10	09/04/2013	693	0	42	0	43	0,0	1	20	29	34,0	32,0
	16/04/2013	700	0	42	0	43	0,0	4	17	35	19,0	16,5
	23/04/2013	707	0	47	0	47	0,0	1	2	31	33,7	33,6
	07/05/2013	721	0	45	0	45	0,0	1	2	30	31,6	31,6
	01/06/2013	756	0	51	0	46	9,5	0	0	39	15,4	23,4
II-11	25/06/2013	770	0	46	0	42	7,9	1	1	36	13,8	20,6
	02/07/2013	777	0	45	0	42	5,2	1	2	35	16,5	20,9
	09/07/2013	784	0	54	0	62	0,0	1	2	40	34,7	25,9
	16/07/2013	791	0	51	0	48	4,9	0	0	29	40,2	43,1
	23/07/2013	798	0	51	0	49	2,3	3	1	35	29,8	31,5
II-12	06/08/2013	812	0	44	0	45	0,0	3	14	28	38,1	37,9
	13/08/2013	819	0	47	0	46	2,2	1	19	30	35,4	36,8
	20/08/2013	826	0	54	0	51	6,6	0	12	30	42,6	45,1
	27/08/2013	833	0	54	0	51	6,8	0	2	37	26	31

Tabela A 12 – Concentração de fosfato total ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente		Ef. do reator anaeróbio		Ef. do reator aerado		
			Conc. bruta PO_4^{-3} (mg/L)	CPV PO_4^{-3} (kg/m³.d)	Conc. bruta PO_4^{-3} (mg/L)	Remoção anaeróbio (%)	Conc. bruta PO_4^{-3} (mg/L)	Remoção aerado (%)	Remoção do sistema (%)
0	18/05/2011	8							
	25/05/2011	15	9,0	0,0269	8,1	9,7	7,3	10,0	18,8
	31/05/2011	21							
	07/06/2011	28	18,7	0,0562	16,4	12,4	13,9	15,1	25,6
	22/06/2011	43	14,0	0,0419	8,9	36,1	8,4	5,9	39,9
	28/06/2011	49	18,9	0,0568	8,8	53,7	9,2	0,0	51,2
	05/07/2011	56	17,6	0,0529	8,1	54,1	6,8	16,4	61,6
	26/07/2011	77	17,3	0,0520	6,7	61,4	6,4	3,9	62,9
	09/08/2011	91	10,4	0,0313	7,9	24,3	6,7	14,9	35,5
	23/08/2011	105	7,4	0,0221	5,6	24,1	4,7	15,9	36,1
	06/09/2011	119	7,9	0,0238	5,8	27,3	4,6	20,4	42,2
I-1	20/09/2011	133	12,9	0,0388	8,7	32,6	7,4	15,1	42,7
	04/10/2011	147	14,5	0,0436	9,6	34,0	8,6	10,2	40,7
	11/10/2011	154	20,9	0,0627	9,1	56,5	7,6	16,1	63,5
	18/10/2011	161	13,2	0,0395	11,3	14,3	9,3	18,0	29,7
	25/10/2011	168	11,9	0,0357	8,1	31,8	7,8	4,6	34,9
I-2	08/11/2011	182	11,6	0,0347	11,5	0,5	7,7	32,9	33,2
	22/11/2011	196	8,8	0,0263	6,8	22,7	6,3	6,5	27,7
	29/11/2011	203	7,5	0,0226	4,9	35,1	4,2	13,9	44,2
	13/12/2011	217	11,5	0,0344	9,7	15,7	8,9	8,2	22,6
I-3	10/01/2012	245	8,9	0,0268	6,2	30,3	5,9	5,7	34,3
	17/01/2012	252	11,3	0,0339	6,3	44,4	6,0	5,0	47,2
	24/01/2012	259	10,4	0,0313	8,1	22,0	7,7	5,5	26,3
	31/01/2012	266	9,3	0,0280	7,6	18,1	6,4	16,2	31,4
I-4	14/02/2012	280	7,1	0,0214	6,0	16,6	6,3	0,0	12,3
	28/02/2012	294	12,6	0,0379	12,4	1,9	12,9	0,0	0,0
	06/03/2012	301	14,3	0,0430	14,1	1,7	12,8	9,0	10,6
	13/03/2012	308	13,4	0,0401	11,8	12,1	11,3	4,3	15,8
	27/03/2012	322	12,9	0,0388	13,5	0,0	11,3	15,8	12,5
II-5	17/04/2012	336	15,7	0,0472	14,6	7,0	8,8	40,1	44,3
	24/04/2012	343	14,6	0,0437	14,6	0,0	9,3	36,0	36,0
	08/05/2012	357	15,2	0,0456	14,0	7,9	8,9	36,4	41,4
	15/05/2012	364	12,8	0,0385	13,3	0,0	8,9	33,2	30,8
	22/05/2012	371	12,0	0,0361	12,8	0,0	9,1	29,2	24,6
II-6	05/06/2012	385	12,8	0,0384	12,3	3,9	9,1	26,3	29,2
	12/06/2012	392	7,2	0,0216	7,9	0,0	4,4	44,5	39,2
	26/06/2012	406	9,1	0,0272	8,1	11,0	5,0	38,4	45,1
	03/07/2012	413	11,1	0,0333	13,6	0,0	11,3	16,9	0,0
	10/07/2012	420	13,7	0,0411	12,9	6,0	9,0	30,4	34,5
	31/07/2012	441	14,8	0,0444	14,7	0,6	8,8	40,1	40,4
	07/08/2012	448	14,4	0,0432	14,2	1,2	8,8	37,8	38,6
II-7	21/08/2012	462	12,6	0,0377	14,5	0,0	9,3	36,0	26,3
	28/08/2012	469	14,2	0,0426	12,5	12,0	7,4	41,0	48,1
	04/09/2012	476	15,5	0,0464	15,8	0,0	10,1	36,1	34,6
	11/09/2012	483	13,8	0,0414	13,8	0,3	8,5	38,3	38,5
	18/09/2012	490	12,9	0,0388	12,5	3,5	8,2	34,1	36,4
II-8	09/10/2012	511	11,2	0,0670	10,9	2,3	7,3	33,0	34,5
	16/10/2012	518	12,7	0,0759	12,3	2,6	8,0	34,7	36,4
	23/10/2012	525	12,2	0,0732	11,9	2,3	8,3	30,4	31,9
	30/10/2012	532	12,7	0,0759	12,3	2,6	8,0	34,7	36,4
	06/11/2012	539	13,6	0,0819	12,8	6,2	7,9	38,2	42,0
	13/11/2012	546	11,0	0,0657	11,7	0,0	8,5	27,3	22,6
II-9	04/12/2012	567	10,9	0,0656	10,9	0,5	7,6	30,1	30,5
	11/12/2012	574	13,3	0,0795	9,1	31,0	6,0	34,4	54,7
	18/12/2012	581	7,6	0,0455	7,5	0,5	6,3	16,4	16,8
	08/12/2013	602	5,9	0,0355	5,8	1,3	3,6	38,6	39,4
	15/01/2013	609	5,6	0,0337	5,6	1,1	3,7	33,2	33,9
	22/01/2013	616	5,9	0,0353	6,0	0,0	4,6	24,2	22,6
II-10	09/04/2013	693	15,8	0,0947	16,9	0,0	10,0	41,0	36,8
	16/04/2013	700	15,2	0,0913	16,2	0,0	9,9	38,8	35,0
	23/04/2013	707	12,8	0,0765	16,3	0,0	9,1	44,2	28,7
	07/05/2013	721	15,0	0,0898	15,2	0,0	8,8	42,1	41,2
	01/06/2013	756	14,5	0,0870	14,9	0,0	9,8	34,5	32,5
II-11	25/06/2013	770	12,3	0,0737	13,6	0,0	5,8	57,4	53,0
	02/07/2013	777	10,1	0,0605	11,9	0,0	7,5	36,4	25,1
	09/07/2013	784	7,1	0,0427	8,5	0,0	2,2	74,6	69,7
	16/07/2013	791	9,7	0,0584	10,0	0,0	4,1	59,5	58,2
	23/07/2013	798	7,3	0,0436	10,7	0,0	6,7	37,7	8,2
II-12	06/08/2013	812	7,2	0,0432	7,9	0,0	6,0	23,7	16,8
	13/08/2013	819	5,3	0,0320	6,0	0,0	3,8	37,7	29,6
	20/08/2013	826	7,1	0,0426	7,0	1,9	4,3	38,6	39,7
	27/08/2013	833	6,2	0,0373	5,6	9,4	3,6	35,4	41,5

Tabela A 13 – Concentração de sólidos suspensos totais ao longo do período experimental.

Etapa - Fase	DATA	Dias em operação	Afluente Conc. (mg/L)	Ef. do reator anaeróbio Conc. bruta (mg/L)	Ef. do reator aerado Conc. bruta (mg/L)
0	18/05/2011	8	62	80	30
	25/05/2011	15	258	67	26
	07/06/2011	28	341	45	70
	22/06/2011	43	359	47	27
	12/07/2011	63	528	24	93
	09/08/2011	91	204	118	16
	23/08/2011	105	108	58	16
	06/09/2011	119	134	112	26
I-1	20/09/2011	133	76	66	22
	04/10/2011	147	169	103	27
	11/10/2011	154	334	62	16
	18/10/2011	161	72	55	24
	25/10/2011	168	99	51	24
I-2	08/11/2011	182	106	100	32
	22/11/2011	196	79	46	34
	29/11/2011	203	97	72	23
	13/12/2011	217	135	92	36
I-3	10/01/2012	245	53	63	18
	17/01/2012	252	111	70	6
	24/01/2012	259	82	64	7
	31/01/2012	266	84	99	18
I-4	14/02/2012	280	90	46	13
	28/02/2012	294	52	53	27
	06/03/2012	301	109	55	12
	13/03/2012	308	115	25	10
	27/03/2012	322	49	56	15
II-5	17/04/2012	336	121	58	8
	24/04/2012	343	81	59	11
	08/05/2012	357	106	52	3
	15/05/2012	364	126	69	6
	22/05/2012	371	127	82	19
II-6	05/06/2012	385	141	57	12
	12/06/2012	392	81	75	19
	26/06/2012	406	123	53	14
	03/07/2012	413	110	107	21
	10/07/2012	420	112	50	12
	31/07/2012	441	83	53	12
	07/08/2012	448	222	107	4
II-7	21/08/2012	462	124	90	12
	28/08/2012	469	142	51	16
	04/09/2012	476	84	44	8
	11/09/2012	483	191	87	9
	18/09/2012	490	81	54	8
II-8	09/10/2012	511	70	74	13
	16/10/2012	518	61	62	19
	23/10/2012	525	63	171	15
	30/10/2012	532	168	111	22
	06/11/2012	539	204	86	17
	13/11/2012	546	98	72	18
II-9	04/12/2012	567	74	104	18
	11/12/2012	574	87	102	14
	18/12/2012	581	57	36	30
	08/12/2013	602	120	67	32
	15/01/2013	609	61	43	46
	22/01/2013	616	62	68	76
II-10	09/04/2013	693	83	104	22
	16/04/2013	700	83	133	40
	23/04/2013	707	123	97	61
	07/05/2013	721	150	90	22
	01/06/2013	756	97	147	57
II-11	25/06/2013	770	92	127	46
	02/07/2013	777	78	66	68
	09/07/2013	784	68	88	15
	16/07/2013	791	67	68	11
	23/07/2013	798	72	70	45
II-12	06/08/2013	812	150	110	26
	13/08/2013	819	59	83	41
	20/08/2013	826	82	60	13
	27/08/2013	833	72	85	15

Tabela A 14 – Concentração SSTTA, SSVTA e IVL ao longo do período experimental.

Etapa-Fase	DATA	Dias em operação	SSTTA (mg/L)	SSVTA (mg/L)	SSVTA/SSTTA	SSTA/STTA	IVL (mL/g)
0	25/05/2011	15	884	660	0,75		
	31/05/2011	21	752	552	0,73	0,81	
	07/06/2011	28	980	748	0,76	0,86	
	14/06/2011	35	1062	904	0,85	0,79	
	22/06/2011	43	1336	1064	0,80	0,82	
	28/06/2011	49	1100	876	0,80	0,80	
	05/07/2011	56	972	900	0,93	0,73	
	09/08/2011	91	948	836	0,88	0,74	158
	23/08/2011	105	916	840	0,92	0,65	175
	06/09/2011	119	1400	1224	0,87	0,84	214
I-1	20/09/2011	133 (14)	1620	1224	0,76	0,79	469
	04/10/2011	147 (28)	1504	1320	0,88	0,76	472
	11/10/2011	154 (35)	1836	1556	0,85	0,82	381
	18/10/2011	161 (42)	1748	1536	0,88	0,84	309
	25/10/2011	168 (49)	2572	2180	0,85	0,90	233
I-2	08/11/2011	182 (14)	2288	1992	0,87	0,72	157
	22/11/2011	196 (28)	2348	2196	0,94	0,80	111
	29/11/2011	203 (35)	2208	1856	0,84	0,86	118
	13/12/2011	217 (49)	1686	1388	0,85	0,75	269
I-3	10/01/2012	245 (28)	1456	1280	0,88	0,73	326
	17/01/2012	252 (35)	1492	1316	0,88	0,84	352
	24/01/2012	259 (42)	1192	1060	0,89	0,69	336
	31/01/2012	266 (49)	1576	1368	0,87	0,81	254
I-4	14/02/2012	280 (14)	1944	1648	0,85	0,78	221
	28/02/2012	294 (28)	2055	1740	0,85	0,84	170
	06/03/2012	301 (35)	2410	2060	0,85	0,83	207
	13/03/2012	308 (42)	1660	1468	0,88	0,79	166
	27/03/2012	322 (56)	2130	1890	0,89	0,82	146
II-5	17/04/2012	336 (14)	1384	1204	0,87	0,77	126
	24/04/2012	343 (21)	1340	1176	0,88	0,78	119
	08/05/2012	357 (35)	2000	1515	0,76	0,79	145
	15/05/2012	364 (42)	2570	2310	0,90	0,86	253
	22/05/2012	371 (49)	2275	2020	0,89	0,82	187
II-6	05/06/2012	385 (14)	2585	2115	0,82	0,88	197
	12/06/2012	392 (21)	1535	1300	0,85	0,60	280
	26/06/2012	406 (35)	1985	1745	0,88	0,86	227
	03/07/2012	413 (42)	2360	2040	0,86	0,97	191
	10/07/2012	420 (49)	2180	1830	0,84	0,93	165
	31/07/2012	441 (70)	1940	1727	0,89	0,81	284
	07/08/2012	448 (77)	2210	1955	0,88	0,86	312
II-7	21/08/2012	462 (14)	1830	1665	0,91	0,87	301
	28/08/2012	469 (21)	1511	1406	0,93	0,75	238
	04/09/2012	476 (28)	1355	1235	0,91	0,76	221
	11/09/2012	483 (35)	1665	1485	0,89	0,79	315
	18/09/2012	490 (42)	1815	1650	0,91	0,84	455
II-8	09/10/2012	511 (21)	1100	1010	0,92	0,76	523
	16/10/2012	518 (28)	1260	1145	0,91	0,77	337
	23/10/2012	525 (35)	1410	1260	0,89	0,82	372
	30/10/2012	532 (42)	1335	1200	0,90	0,77	337
	06/11/2012	539 (49)	1460	1355	0,93	0,77	336
	13/11/2012	546 (56)	1385	1230	0,89	0,79	390
II-9	04/12/2012	567 (21)	1640	1495	0,91	0,80	290
	11/12/2012	574 (28)	1810	1595	0,88	0,85	235
	18/12/2012	581 (35)	1710	1470	0,86	0,82	211
	08/12/2013	602 (56)	1890	1625	0,86	0,84	291
	15/01/2013	609 (63)	1816	1544	0,85	0,82	482
	22/01/2013	616 (70)	1145	975	0,85	0,81	262
II-10	09/04/2013	693 (14)	2559	1865	0,80	0,91	313
	16/04/2013	700 (21)	1603	1060	0,79	0,84	326
	23/04/2013	707 (28)	1458	890	0,81	0,75	318
	07/05/2013	721 (42)	1585	1050	0,81	0,82	431
	11/06/2013	756 (77)	1572	1052	0,83	0,80	388
II-11	25/06/2013	770 (7)	2720	2165	0,80	0,93	83
	02/07/2013	777 (14)	1775	1530	0,86	0,83	208
	09/07/2013	784 (21)	2655	2120	0,80	0,93	56
	16/07/2013	791 (28)	1670	1360	0,81	0,67	204
	23/07/2013	798 (35)	2030	1660	0,82	0,93	365
II-12	06/08/2013	812 (7)	1860	1700	0,91	0,71	296
	13/08/2013	819 (14)	2045	1655	0,81	0,85	112
	20/08/2013	826 (21)	2250	1925	0,86	0,92	133
	27/08/2013	833 (28)	1850	1540	0,83	0,92	216